



**UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA CATARINA
CENTRO TECNOLÓGICO
PROGRAMA DE PÓS-GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA AMBIENTAL**

**ESTRATÉGIAS OPERACIONAIS PARA NITRIFICAÇÃO DE ESGOTO
URBANO EM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO
SEQUENCIAL EM BATELADA**

Dissertação apresentada ao Curso de Pós-graduação em Engenharia Ambiental do Centro Tecnológico da Universidade Federal de Santa Catarina, como requisito final à obtenção do título de Mestre.

Orientadora: Prof^ª. Rejane Helena Ribeiro da Costa, PhD.

ALVÍS FABIULA BORTOLOTTO NETO

**FLORIANÓPOLIS-SC
2004**

ESTRATÉGIAS OPERACIONAIS PARA NITRIFICAÇÃO DE ESGOTO URBANO EM REATOR DE LEITO FLUIDIZADO SEQUENCIAL EM BATELADA

por

ALVÍS FABIULA BORTOLOTTI NETO

Dissertação submetida ao corpo docente do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina como parte dos requisitos necessários para obtenção do grau de

MESTRE EM ENGENHARIA AMBIENTAL

na Área de Tecnologias em Saneamento Ambiental.

Aprovado por:

Prof^a. Heike Hoffmann, Dr^a.

Prof^o Willibaldo Schmidell Netto, Dr.

Prof^o Paulo Belli Filho, Dr.

Prof^o Armando B. de Castilhos Jr, Dr.

**Prof^a. Rejane Helena Ribeiro da Costa, PhD.
(orientadora)**

FLORIANÓPOLIS, SC - BRASIL

JULHO/2004

Dedico esta dissertação
a minha família e a meu marido,
pelo apoio em todos os momentos.

AGRADECIMENTOS

À Deus, muito obrigada.

À Prof^a. Rejane Helena Ribeiro da Costa, pela credibilidade em meu trabalho, pelo apoio e orientação na realização deste trabalho.

Aos bolsistas Bequi, Luiz, Patrícia, Felipe, Inácia e Camila pela dedicação e paciência na realização deste trabalho.

À Rosane, Delmira, Maria Eliza, Cláudia e Suzele pela colaboração e amizade, necessários durante a pesquisa.

À Dr^a. Heike Hoffmann, pela participação e auxílio na captura de imagens microscópicas.

Ao Dr. Willibaldo Schmidell Netto pela contribuição na realização deste trabalho.

Ao LIMA (Laboratório Integrado de Meio Ambiente), em especial a Viviane pela orientação na realização das análises.

Aos professores Willibaldo Schmidell Netto, Paulo Belli Filho e Heike Hoffmann, por se disporem a participar desta banca.

À UFSC (Universidade Federal de Santa Catarina), professores, servidores do Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental, servidores do NUMA e servidores da Prefeitura Universitária (Hidráulica) pela disposição e colaboração.

À Capes, pela concessão da bolsa de estudos.

Aos muitos amigos conquistados neste período, que de forma direta ou indireta contribuíram para a realização deste trabalho.

RESUMO

Neste trabalho, foi avaliado o desempenho de um reator de leito fluidizado sequencial em batelada (RLFSB), em escala piloto, com o objetivo de estudar o tratamento biológico de esgoto urbano, visando a remoção da matéria carbonácea e nitrogenada. O reator era constituído por uma coluna cilíndrica em acrílico transparente com volume de 12 L. Utilizou-se como material suporte o PET reciclado e o PVC, possuindo densidades de 1322 Kg/m³ e 1329 Kg/m³ e diâmetro médio de 2,53 mm e 4,02 mm, respectivamente. Na primeira etapa, utilizou-se o PET reciclado, realizando-se um teste preliminar com ciclo aeróbio de 7 horas e testes com adição de bicarbonato de sódio (NaHCO₃), com ciclo de 24 horas. Na segunda etapa, utilizou-se o PVC, sendo realizados testes com e sem adição do bicarbonato de sódio, operando em ciclos aeróbios de 12 horas. Os ciclos consistiram das seguintes fases: enchimento, reação aeróbia e retirada. O acompanhamento analítico foi efetuado através do monitoramento dos seguintes parâmetros: pH, temperatura, ORP, OD, DQO_T e DQO_F, NTK, amônia, nitrito, nitrato, alcalinidade, fósforo total, sólidos suspensos, proteínas aderidas ao suporte e suspensas no efluente. Também foram realizadas análises de DBO e sólidos totais para complementar a caracterização do esgoto bruto. Os resultados mostraram que o reator é capaz de tratar cargas entre 0,22 e 0,57 Kg DQO_F/m³.d e entre 0,056 e 0,106 Kg N-NH₄/m³.d., alcançando uma eficiência média de remoção de amônia de 98% e eficiência média de remoção de DQO_F de 79%, na primeira etapa, com o PET. Na segunda etapa, com o PVC, para cargas aplicadas entre 0,37 e 0,50 Kg DQO_F/m³.d e entre 0,069 e 0,106 Kg N-NH₄/m³.d., o reator obteve eficiência média de remoção de amônia de 99% e eficiência de remoção de DQO_F variou entre 74% e 89%. O efluente final, nas duas etapas, após 12 horas de início do ciclo, apresentou-se com concentrações médias de DQO_F entre 40 e 78 mg/L e para N-NH₄ entre 0,25 e 11,8 mg/L. O acompanhamento do biofilme aderido ao suporte e dos flocos em suspensão no interior do reator através da microscopia ótica e eletrônica revelou uma diversidade de microrganismos, com predominância de bactérias em bastonetes e ciliados fixos pedunculados do gênero *Vorticellas* sp.

PALAVRAS-CHAVE: Biofilme, esgoto urbano, leito fluidizado sequencial em batelada, nitrificação.

ABSTRACT

In this work, the performance of a sequencing batch fluidized bed reactor (SBFBR) was evaluated, in scale pilot, with the objective of studying the biological treatment of urban wastewater, with aim of investigate the biological removal of the COD and nitrogen. The reactor was constituted of transparent acrylic cylindrical column with volume of 12 L. Recycled PET and PVC, with densities of 1322 Kg/m³ and 1329 Kg/m³ and average diameters of 2,53 mm and 4,02 mm, respectively, was utilized as material support. In the first stage, the recycled PET was used, carried out a preliminary test with aerobic cycle of 7 hours and tests with addition sodium bicarbonate (NaHCO₃), with cycle of 24 hours. In the second stage, the PVC was used, being carried out tests with and without sodium bicarbonate addition, operating in aerobic cycles of 12 hours. The cycles consisted of following phasis: filling, aerobic reaction and draw. The analytical determination was effected through monitoring of the following parameters: pH, temperature, ORP, DO, COD_T and COD_F, NTK, ammonium, nitrite, nitrate, alkalinity, total phosphorus, suspended solids, proteins attached to the support and suspended in the effluent. Analyses of BOD and totais solids also, to complement the characterization of the rude wastewater. The results showed that the reactor is able to treat loads between 0,22 and 0,57 kg DQO_F/m³.d and between 0,056 and 0,106 kg N-NH₄/m³.d., reaching an removal average efficiency of ammonia of 98% and removal average efficiency of DQO_F of 79%, in the first stage, with the PET. In the second stage, with the PVC, for loads applied between 0,37 and 0,50 kg DQO_F/m³.d and between 0,069 and 0,106 kg N-NH₄/m³.d., the reactor got removal average efficiency of ammonia of 99% and removal efficiency of DQO_F ranged between 74% and 89%. The end effluent, in the both stages, after 12 hours of beginning of the cycle, showed with average concentrations of DQO_F between 40 and 78 mg/L and for N-NH₄ between 0,25 and 11,8 mg/L. The monitoring of biofilm adhered to the support and of flocs in suspension in the interior of the reactor through optical and electronic microscopy disclosed a diversity of microorganisms, with predominance of bacteria in staff and fixed ciliates pedunculados of the sort *Vorticellas* sp.

KEY-WORDS: Biofilm, urban wastewater, sequencing batch fluidized bed reactor, nitrification.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1.	Estados de oxidação do nitrogênio ao longo da transição bioquímica pela nitrificação e desnitrificação	5
Figura 2.2.	Ciclo do nitrogênio	5
Figura 2.3.	Influência do pH na taxa de nitrificação	11
Figura 2.4.	Inibição da nitrificação dependente da concentração do substrato	15
Figura 3.1.	Esquema de tratamento utilizado na etapa 1	28
Figura 3.2.	Esquema de tratamento utilizado na etapa 2	28
Figura 3.3.	Esquema do reator de leito fluidizado seqüencial em batelada (RLFSB)	29
Figura 3.4.	Foto do reator de leito fluidizado seqüencial em batelada (RLFSB)	30
Figura 3.5.	Esquema das etapas de tratamento utilizadas nos ensaios	33
Figura 4.1.	Resultados da amônia, nitrito, nitrato e nitrogênio total	43
Figura 4.2.	Concentrações de DQO ao longo do ciclo	44
Figura 4.3.	Resultados de pH, OD, temperatura e ORP	45
Figura 4.4.	Evolução da eficiência de remoção da amônia e DQO	46
Figura 4.5.	Concentrações de amônia e NTK ao longo dos ciclos 7 e 38	47
Figura 4.6.	Concentrações de nitrito e nitrato ao longo dos ciclos 7 e 38	48
Figura 4.7.	Evolução da DQO ao longo dos ciclos 7 e 38	48
Figura 4.8.	Perfis temporais dos parâmetros pH, OD, temperatura e ORP ao longo do ciclo 7	49
Figura 4.9.	Perfis temporais dos parâmetros pH, OD, temperatura e ORP ao longo do ciclo 38	49
Figura 4.10.	Concentração de sólidos suspensos totais no ciclo 38	50
Figuras 4.11.	Estratificação do leito (PET)	51
Figura 4.12.	Estratificação do leito (PET)	51
Figura 4.13.	Evolução da eficiência de remoção da amônia e DQO	53
Figura 4.14.	Resultados DQO_T afluyente e DQO_F residual no final dos ciclos	54
Figura 4.15.	Concentrações de amônia, nitrito, nitrato e NTK, no ciclo 1	55
Figura 4.16.	Concentrações de amônia, nitrito, nitrato e NTK, no ciclo 13	55
Figura 4.17.	Concentrações de amônia, nitrito e nitrato no ciclo 19	55
Figura 4.18.	Concentrações de amônia, nitrito e nitrato no ciclo 33	55
Figura 4.19.	Concentrações de amônia, nitrito e nitrato no ciclo 54	56

Figura 4.20.	OD, pH, ORP e temperatura no ciclo 1	56
Figura 4.21.	OD, pH, ORP e temperatura no ciclo 13	56
Figura 4.22.	OD, pH, ORP e temperatura no ciclo 19	57
Figura 4.23.	OD, pH, ORP e temperatura no ciclo 33	57
Figura 4.24.	OD, pH, ORP e temperatura no ciclo 54	57
Figura 4.25.	Alcalinidade total no enchimento, licor misto e efluente final nos ciclos analisados	58
Figura 4.26.	Fósforo total no enchimento, licor misto e efluente final dos ciclos	59
Figura 4.27.	Concentração de sólidos suspensos no licor misto e efluente final dos ciclos analisados	59
Figura 4.28.	Proteínas suspensas no início e final dos ciclos	60
Figura 4.29.	Proteínas aderidas no início e final dos ciclos	60
Figura 4.30.	Eficiências de remoção da amônia e DQO	62
Figura 4.31.	Perfil temporal dos compostos de nitrogênio (N-NH ₄ , N-NO ₂ , N-NO ₃) ao longo dos ciclos - estratégia 2	62
Figura 4.32.	Perfil temporal da remoção carbonácea ao longo dos ciclos - estratégia 2	64
Figura 4.33.	Perfil de pH ao longo do ciclo 3	65
Figura 4.34.	Perfil de OD ao longo do ciclo 3	65
Figura 4.35.	Perfil do potencial redox ao longo do ciclo 3	65
Figura 4.36.	Comportamento da temperatura durante o ciclo 3	66
Figura 4.37.	Comportamento da alcalinidade ao longo do ciclo 3	66
Figura 4.38.	Alcalinidade total no enchimento, licor misto e efluente final nos ciclos analisados	67
Figura 4.39.	Fósforo total no enchimento, licor misto e efluente final dos ciclos	67
Figura 4.40.	Concentração de sólidos suspensos no licor misto e efluente final dos ciclos analisados	68
Figura 4.41.	Proteínas suspensas no início e final dos ciclos	68
Figura 4.42.	Proteínas aderidas no início e final dos ciclos	69
Figura 4.43.	Eficiências de remoção da amônia e DQO	70
Figura 4.44.	Perfil temporal dos compostos de nitrogênio (N-NH ₄ , N-NO ₂ , N-NO ₃) ao longo dos ciclos - estratégia 3	71
Figura 4.45.	Perfil temporal da remoção carbonácea ao longo dos ciclos - estratégia 3	72
Figura 4.46.	Perfil de pH ao longo do ciclo 25	73
Figura 4.47.	Perfil de OD ao longo do ciclo 25	73

Figura 4.48.	Perfil do potencial redox ao longo do ciclo 25	74
Figura 4.49.	Comportamento da temperatura durante o ciclo 25	74
Figura 4.50.	Comportamento da alcalinidade ao longo do ciclo 25	74
Figura 4.51.	Alcalinidade total no enchimento, licor misto e efluente final nos ciclos analisados	75
Figura 4.52.	Fósforo total no enchimento, licor misto e efluente final nos ciclos	76
Figura 4.53.	Concentração de sólidos suspensos no licor misto e efluente final dos ciclos analisados	76
Figura 4.54.	Proteínas suspensas no início e final dos ciclos	77
Figura 4.55.	Proteínas aderidas no início e final dos ciclos	77
Figura 4.56.	Balanço de massa para os compostos de nitrogênio, estratégia operacional 1 .	78
Figura 4.57.	Balanço de massa para os compostos de nitrogênio, estratégia operacional 2 .	79
Figura 4.58.	Balanço de massa para os compostos de nitrogênio, estratégia operacional 3 .	79
Figura 4.59.	Floco com colônia de <i>Epistylis</i> sp e <i>Vorticellas</i> sp (100x)	80
Figura 4.60.	<i>Uronema</i> sp no meio líquido (400x)	80
Figura 4.61.	Diversidade de microrganismos (100x)	81
Figura 4.62.	Floco com <i>Vorticellas</i> sp e Rotífero (100x)	81
Figura 4.63.	Suporte com início de colonização (30x)	82
Figura 4.64.	Suporte colonizado por <i>Epistylis</i> sp e <i>Vorticellas</i> sp (30x)	82
Figura 4.65.	Flocos com <i>Vorticellas</i> sp (ciclo 3) (100x)	82
Figura 4.66.	Flocos mal formados (ciclo 10) (100x)	82
Figura 4.67.	Flocos com <i>Vorticellas</i> sp (ciclo 10) (100x)	83
Figura 4.68.	<i>Vorticellas</i> sp, tronco sem cabeça (ciclo 22) (100x)	83
Figura 4.69.	<i>Vorticellas</i> sp, tronco sem cabeça (ciclo 22) (100x)	83
Figura 4.70.	Presença de Rotíferos (ciclo 22) (100x)	84
Figura 4.71.	Presença de <i>Aspidisca</i> sp (ciclo 38) (400x)	84
Figura 4.72.	Flocos com <i>Vorticellas</i> sp (ciclo 1) (100x)	85
Figura 4.73.	Presença de tecamebas, colônias de bactérias e Rotíferos (ciclo 17) (400x)....	85
Figura 4.74.	<i>Vorticellas</i> sp e <i>Tokophrya</i> (ciclo 17) (400x)	85
Figura 4.75.	Presença de <i>Zooglea</i> sp e colônia de bactérias (ciclo 17) (400x)	85
Figura 4.76.	Flocos com tecameba (100x)	86
Figura 4.77.	Rotífero e tecameba (100x)	86
Figura 4.78.	Colônia de <i>Epistylis</i> sp (ciclo 11) (100x)	87
Figura 7.79.	Presença de <i>Aspidisca</i> sp (ciclo 11) (400x)	87

Figura 4.80.	Colônia de <i>Epistylis</i> sp (ciclo 23) (100x).....	87
Figura 4.81.	Rotífero preso aos flocos (ciclo 23) (100x)	87
Figura 4.82.	PET não tratado (20x).....	88
Figura 4.83.	PET tratado (20x).....	88
Figura 4.84.	PVC não tratado (20x)	88
Figura 4.85.	PVC tratado (20x)	88
Figura 4.86.	PET colonizado (20x)	89
Figura 4.87.	PET colonizado (300x)	89
Figura 4.88.	Área específicas colonizadas por <i>Vorticellas</i> sp (20x)	89
Figura 4.89.	Áreas lisas colonizadas por bactérias (20x)	89
Figura 4.90.	Colônias de <i>Vorticellas</i> sp e <i>Epistylis</i> sp (150x).....	90
Figura 4.91.	Presença de bactérias (2400x).....	90
Figura 4.92.	<i>Vorticellas</i> sp (1000x).....	90
Figura 4.93.	PVC colonizado (2000x).....	90
Figura 4.94.	PVC colonizado por bactérias na forma de bastonetes (2000x)	91
Figura 4.95.	PVC colonizado por bactérias na forma de bastonetes (4000x)	91
Figura 4.96.	Presença de bactérias (4000x).....	91
Figura 4.97.	Presença de bactérias (2000x).....	91
Figura 4.98.	Área específica colonizada (100x).....	92
Figura 4.99.	Presença de <i>Vorticellas</i> sp (500x).....	92
Figura 4.100.	<i>Vorticellas</i> sp (400x).....	92
Figura 4.101.	Bactérias tipo bastonetes (2000x)	92
Figura 4.102.	Biofilme colonizado (200x)	93
Figura 4.103.	Presença de bactérias (2000x).....	93

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1.	Concentrações de nitrogênio no esgoto bruto	7
Tabela 2.2.	Padrões de qualidade para os corpos d'água das diversas classes.....	8
Tabela 2.3.	Influência da temperatura sobre a taxa máxima de crescimento das <i>Nitrosomonas</i> sp e <i>Nitrobacter</i> sp	14
Tabela 2.4.	Compostos orgânicos que inibem a nitrificação.....	15
Tabela 3.1.	Características dos materiais suporte.....	30
Tabela 3.2.	Resumo das atividades desenvolvidas na etapa 1.....	34
Tabela 3.3.	Resumo das atividades desenvolvidas na etapa 2.....	35
Tabela 3.4.	Parâmetros monitorados e frequência de amostragem no ciclo	36
Tabela 4.1.	Caracterização do esgoto urbano	42
Tabela 4.2.	Resumo das condições experimentais etapa 1	52
Tabela 4.3.	Valores médios dos parâmetros analisados	61
Tabela 4.4.	Valores de pH, OD, temperatura e ORP no início e final dos ciclos.....	64
Tabela 4.5.	Valores médios dos parâmetros analisados	69
Tabela 4.6.	Valores de pH, OD, temperatura e ORP no início e final dos ciclos.....	72
Tabela 4.7.	Resumo das condições experimentais etapa 2 - PVC.....	77

LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS

A/M= Relação alimento/microrganismo

BSA= Soro de albumina bovina

C:N= Relação carbono/nitrogênio

CASAN= Companhia Catarinense de Água e Esgoto

CE_{NH_4} e CS_{NH_4} = Concentração de amônia na entrada e saída do ciclo

CE_{NO_2} e CS_{NO_2} = Concentração de nitrito na entrada e saída do ciclo

CE_{NO_3} e CS_{NO_3} = Concentração de nitrato na entrada e saída do ciclo

CETESB=Companhia de Saneamento Básico do Estado de São Paulo

C_{NA} = Concentração de N- NH_4 afluente

C_{NR} = Concentração de N- NH_4 no volume estacionário

CNV= Carga de nitrogênio aplicada

CO_2 = Dióxido de carbono

CONAMA= Conselho Nacional do Meio Ambiente

COT= Carbono orgânico total

COV= Carga orgânica volumétrica

DBO= Demanda Bioquímica de oxigênio

DBO_5 = Demanda Bioquímica de oxigênio em 5 dias

DQO/N= Relação da demanda química de oxigênio e nitrogênio

DQO= Demanda Química de Oxigênio

DQO_T e DQO_F = Demanda Química de oxigênio total e filtrada

E= Eficiência de remoção (%)

ETE= Estação de tratamento de esgoto

EUA= Estados Unidos da América

LABEFLU= Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos

LIMA= Laboratório Integrado de Meio Ambiente

m= número de ciclos por dia

MBBR= Moving Bed Bio Reactor

MEV= Microscópio Eletrônico de Varredura

M_{NT} = Massa de N- NH_4 total no reator

$NaHCO_3$ = Bicarbonato de sódio

NH_3 = amônia livre

N-NH_4^+ = Íon amônio

N-NO_2 = Nitrito

N-NO_3 = Nitrato

NTK = Nitrogênio orgânico total

OD = Oxigênio dissolvido

ORP = Potencial de redox

P = Perdas no processo

PET = Polietileno Tereftalato

pH = Potencial hidrogênio iônico

PHB = Poli-hidroxi-butiratos

PN = Proteínas

PN_A e PN_S = Proteínas aderidas e suspensas

PO_4^{-3} = Ortofosfatos

PPGEA = Programa de Pós-Graduação em Engenharia Ambiental

P_T = Fósforo total

PVC = Policloreto de vinila

Q = Vazão

RBSB = Reator de biofilme seqüencial em batelada

RLF = Reator de leito fluidizado

RLFSB = Reator de leito fluidizado seqüencial em batelada

RSB = Reator seqüencial em batelada

SABESP = Sistema de Energia, Recursos Hídricos e Saneamento

SBR = Sequencing batch reactor

S_o e S_s = Concentração de entrada e saída

SS = Sólidos suspensos

$T(^{\circ}\text{C})$ = Temperatura

T_C = Tempo total do ciclo

TRH = Tempo de retenção hidráulica

UFSC = Universidade Federal de Santa Catarina

U_{mf} = Velocidade mínima de fluidização

V_E = Volume de enchimento

V_O = Volume estacionário

V_T = Volume total do reator

μ'_N = Taxa máxima de crescimento

SUMÁRIO

RESUMO.....	v
ABSTRACT	vi
LISTA DE FIGURAS.....	vii
LISTA DE TABELAS	xi
LISTA DE SÍMBOLOS E ABREVIATURAS.....	xiii
1. INTRODUÇÃO	1
1.1. OBJETIVOS.....	3
1.1.1. Objetivo Geral	3
1.1.2. Objetivos Específicos	3
2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA.....	4
2.1. TRANSFORMAÇÕES DO NITROGÊNIO NO AMBIENTE.....	4
2.2. FONTES DE NITROGÊNIO	6
2.3. PROCESSO DE NITRIFICAÇÃO	8
2.3.1. Conceitos e fundamentos da nitrificação biológica.....	8
2.3.2. Fatores que influenciam a nitrificação biológica.....	10
2.3.2.1. Efeito do pH	10
2.3.2.2. Concentração de oxigênio dissolvido (OD).....	11
2.3.2.3. Efeito da temperatura	13
2.3.2.4. Efeito de Inibidores	14
2.3.2.5. Relação entre o carbono orgânico e nitrogênio (C:N).....	16
2.4. REATORES BIOLÓGICOS DE LEITO FLUIDIZADO (RBLF)	17
2.4.1. Uso de reator biológico de leito fluidizado (RBLF).....	17
2.4.2. Material suporte.....	20
2.5. REATOR SEQUENCIAL EM BATELADA (RSB)	21
2.6. COMBINAÇÃO DO RSB COM RBF	25
3. MATERIAIS E MÉTODOS	27
3.1. LOCAL E PERÍODO DE ESTUDO	27
3.2. SISTEMAS DE TRATAMENTO	27
3.3. REATOR DE LEITO FLUIDIZADO SEQUENCIAL EM BATELADA (RLFSB)	29
3.4. MATERIAIS SUPORTE.....	30
3.5. INOCULAÇÃO E PARTIDA DO REATOR	31
3.6. OPERAÇÃO DO REATOR.....	32
3.6.1. Etapa 1	33
3.6.1.1. Teste preliminar.....	33
3.6.1.2. Teste com adição de bicarbonato de sódio	34
3.6.2. Etapa 2	34
3.6.2.1. Estratégia operacional 1	34
3.6.2.2. Estratégia operacional 2	35
3.6.2.3. Estratégia operacional 3	35
3.7. TÉCNICAS ANALÍTICAS.....	36
3.8. MICROSCOPIA.....	38
3.8.1. Microscopia Ótica	38
3.8.2. Microscopia Eletrônica.....	38

3.9. CÁLCULOS	39
3.9.1. Eficiência de Remoção	39
3.9.2. Parâmetros operacionais do RLFSB	39
3.9.3. Massa de bicarbonato de sódio (NaHCO_3)	41
3.9.4. Cálculo do balanço de massa para os compostos de nitrogênio	41
4. RESULTADOS E DISCUSSÕES	42
4.1. CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO URBANO	42
4.2. RESULTADOS DA ETAPA 1 - USO DO PET	43
4.2.1. Teste preliminar	43
4.2.2. Testes com adição de bicarbonato de sódio	45
4.2.3. Estratificação do leito de biopartículas	50
4.2.4. Discussão geral - Etapa 1 - PET	52
4.3. RESULTADOS DA ETAPA 2- USO DO PVC	53
4.3.1. Estratégia operacional 1	53
4.3.2. Estratégia operacional 2	61
4.3.3. Estratégia operacional 3	69
4.3.4. Discussão geral - Etapa 2 - PVC	77
4.3.5. Avaliação do balanço de massa para os compostos de nitrogênio	78
4.4. MICROSCOPIA ÓTICA	80
4.4.1. Etapa 1 - Teste preliminar	80
4.4.2. Etapa 1 - Adição de bicarbonato de sódio	82
4.4.3. Etapa 2 - Estratégia operacional 1	84
4.4.4. Etapa 2 - Estratégia operacional 2	86
4.4.5. Etapa 2 - Estratégia operacional 3	86
4.5. MICROSCOPIA ELETRÔNICA	88
4.5.1. Etapa 1	89
4.5.2. Etapa 2 - Estratégia operacional 1	90
4.5.3. Etapa 2 - Estratégia operacional 2	91
4.5.4. Etapa 2 - Estratégia operacional 3	92
5. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES	94
5.1. CONCLUSÕES	94
5.2. RECOMENDAÇÕES	95
REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS	96
APÊNDICE	107
ANEXOS	124

1. INTRODUÇÃO

A crescente demanda da sociedade pela manutenção e melhoria das condições ambientais, especialmente com relação à preservação dos mananciais de água, tem propiciado o desenvolvimento de novas tecnologias de tratamento de águas residuárias, uma vez que o lançamento de nutrientes, especialmente o nitrogênio, traz como principal consequência a eutrofização dos cursos d'água. Os recursos hídricos, que até a geração passada eram considerados fartos, tornaram-se limitantes e comprometidos, em virtude da alta poluição em algumas regiões, necessitando, portanto de rápida recuperação.

No Brasil, apenas 12% da população tem esgoto tratado (Cristina, 2002 citado por BARBOSA, 2004). De acordo com a Agência Nacional de Águas, somente 20% do volume de esgotos coletados no país passam por uma estação de tratamento. A cidade de Franca/SP coleta e trata 100% dos esgotos produzidos e tem-se outros exemplos nas cidades de Jundiaí/SP e Brasília/DF, que tratam a maior parte dos esgotos gerados.

As novas tecnologias de tratamento almejam não somente a remoção de matéria orgânica, mas também a remoção biológica de nitrogênio. Nas últimas décadas surgiram muitas propostas no sentido de aprimorar a tecnologia dos reatores aplicados ao tratamento biológico de efluentes, grande parte enfocando os processos que utilizam biomassa fixa. Essas pesquisas visam alcançar um ou vários dos seguintes objetivos: reduzir o tamanho dos bioreatores necessários à obtenção de um dado desempenho, reduzir os custos de instalação e operação sem comprometer o desempenho do processo de tratamento, reduzir a produção de excesso de lodo e seu consequente tratamento, combinar remoção de matéria carbonácea com eliminação concomitante de nutrientes.

O desenvolvimento urbano associado a crescente ocupação territorial desordenada, torna necessário a utilização de sistemas de tratamento de esgotos compactos, incluindo processos físicos, químicos e biológicos. Dos métodos propostos, os reatores sequenciais de batelada (RSB) constituem-se em uma interessante alternativa de tratamento biológico (KETCHUM JR et al., 1997).

A utilização da tecnologia de RSB tornou-se mais difundida e aplicada ao tratamento de uma maior diversidade de efluentes domésticos e industriais a partir da década de 80. A facilidade de automação da operação e monitoramento do comportamento do reator em

batelada contribuíram para aumento na estabilidade operacional, economia de energia e redução nos gastos com mão-de-obra.

Os reatores sequenciais em batelada (RSB) constituem uma das possíveis alternativas tecnológicas capazes de proporcionar as variações das condições ambientais necessária para a ocorrência dos processos de nitrificação e desnitrificação em uma única unidade de tratamento (CYBIS & PICKBRENNER, 2000). O processo (RSB) é um sistema biológico, realizado em reator simples ou em reatores múltiplos operados em paralelo e possuem natureza cíclica, com o fim de remover matéria carbonácea e nutrientes em um único ciclo de operação (ARTAN et al., 2001). Cada ciclo consiste em diferentes fases, quais sejam: enchimento, reação anaeróbia/anóxica, reação aeróbia, reação anóxica, clarificação, retirada do efluente e repouso. Durante qualquer uma das fases podem ocorrer diferentes reações, dependendo do objetivo particular do tratamento.

Os reatores de leito fluidizado (RLF) vêm se destacando como uma alternativa viável de tecnologia para o tratamento de águas residuárias, principalmente devido às elevadas eficiências de remoção de matéria carbonácea. No Brasil, algumas universidades e centros de pesquisa têm estudado sua aplicação no tratamento de efluentes. Na Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC) diversas pesquisas vêm dando sequência aos estudos desenvolvidos por COSTA (1989), destacando-se: WOLFF (1997), BARTHEL (1998), SALES (1999) e GRANDO-ALVES (2000) para tratamento de efluentes têxteis, e HEIN DE CAMPOS (2001) e MARTINS (2003), para tratamento de efluentes urbanos e de restaurante universitário, utilizando diferentes tipos de material suporte.

A opção de combinar as vantagens da tecnologia do RSB com sistema de biomassa fixa é uma possibilidade para o tratamento de efluentes ainda pouco investigada (ORHON et al., 2002).

A junção da tecnologia do RSB com o reator de leito fluidizado trifásico, originou um novo tipo de RSB: o *reator de leito fluidizado sequencial em batelada* (RLFSB), que pode manter uma alta concentração de biomassa com maior atividade bacteriana e possibilidades de tratamento de cargas elevadas em menor tempo e espaço, visando a remoção da matéria carbonácea e também de nutrientes presentes nos despejos (AURESENIA et al., 1999 e BARBOSA, 2004).

1.1. OBJETIVOS

1.1.1. Objetivo geral

Estudar o processo de nitrificação biológica em reator de leito fluidizado sequencial em batelada (RLFSB) com efluente urbano.

1.1.2. Objetivos específicos

- Testar diferentes estratégias operacionais a fim de otimizar a nitrificação biológica no reator RLFSB;
- Testar dois tipos de materiais suportes no RLFSB: PET e PVC;
- Verificar o desempenho do RLFSB quanto à remoção carbonácea (DQO e DBO) e compostos de fósforo;
- Avaliar o desenvolvimento do biofilme para condições operacionais testadas.

2. FUNDAMENTAÇÃO TEÓRICA

2.1 TRANSFORMAÇÕES DO NITROGÊNIO NO AMBIENTE

O nitrogênio é um elemento importante em sistemas aquáticos, sendo vital como macronutriente, é a chave para a formação de aminoácidos e conseqüentemente das proteínas, estas, constituintes das enzimas e componentes estruturais das paredes das células. Sem o elemento N (nitrogênio) não existe vida (PÁDUA, 2002).

O nitrogênio constitui aproximadamente 79% da atmosfera terrestre, é um elemento que entra na constituição de duas moléculas orgânicas extremamente importantes: as proteínas e os ácidos nucléicos. Está presente em grande porcentagem no ar atmosférico, na forma de gás nitrogênio (N_2), e nesta forma poucos são os organismos que o assimilam. Apenas algumas formas de microrganismos procariontes possuem atividade enzimática para reduzir o N_2 através do processo de fixação biológica de nitrogênio.

A fixação biológica de nitrogênio em todos os sistemas biológicos conhecidos se dá com a participação de um sistema enzimático denominado nitrogenase e com participação de Fe, Mg, Mo e energia biológica denominada ATP (KAICK, 2002).

De acordo com Ricklefs (1996), os microrganismos fixadores de nitrogênio obtêm energia e a potência de redução (do carbono orgânico) que precisam para reduzir N_2 a $N-NH_3$, oxidando açúcares ou outros compostos orgânicos. As bactérias de vida livre devem obter esses recursos metabolizando detritos orgânicos nos solos, sedimentos ou na coluna de água.

O nitrogênio orgânico (proteínas e uréia) presente no esgoto fresco pode ser convertido a amônio (NH_4^+) ou amônia (NH_3), dependendo da faixa de pH. Na oxidação biológica, as bactérias transformam o nitrogênio primeiramente em amônia, depois em nitritos e nitratos. A concentração com que o nitrogênio aparece sob estas várias formas indica a idade do esgoto ou sua estabilização em relação à demanda de oxigênio (JORDÃO & PESSOA, 1995).

O nitrogênio pode formar uma variedade de compostos por causa de diferentes estados de oxidação que pode assumir. No meio ambiente, muitas mudanças de um estado de oxidação a outro são conduzidas biologicamente. O esquema da Figura 2.1. mostra a transição bioquímica das espécies de nitrogênio pela nitrificação e desnitrificação.

ESTADO DE OXIDAÇÃO DO NITRÔGENIO	- III	Amonia NH_4^+	
	- II		
	- I	Hidroxilamina NH_2OH	
	0		Gás Nitrogênio (N_2)
	+ I	Nitroxil NOH	Óxido Nitroso (N_2O)
	+ II		Óxido Nítrico (NO)
	+ III	Nitrito NO_2^-	Nitrato (NO_3^-)
	+ IV		
	+ V	Nitrato NO_3^-	
		Aeróbico Nitrificação	Anóxico Desnitrificação

Figura 2.1. Estados de oxidação do nitrogênio ao longo da transição bioquímica pela nitrificação e desnitrificação. Adaptado de EPA (1993).

As transformações destes compostos ocorrem através de reações no ciclo biológico do nitrogênio (Figura 2.2). As principais transformações incluem os processos de fixação, amonificação, nitrificação e desnitrificação.

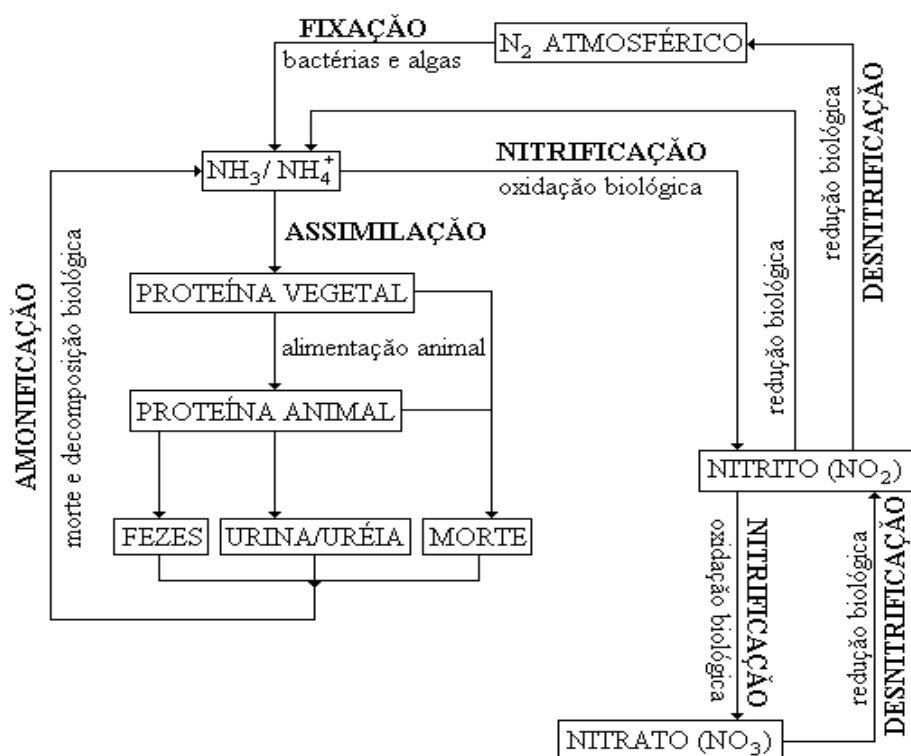


Figura 2.2. Ciclo do nitrogênio (adaptada de EPA, 1993).

O ciclo biológico do nitrogênio é definido pela sua fixação, onde o mesmo é incorporado na biomassa, por algumas espécies de bactérias e algas que possuem a capacidade de transformá-lo em amônia ($\text{NH}_3/\text{NH}_4^+$). A amônia é assimilada para formar as proteínas em plantas, que são ingeridas pelos animais. Através de suas excreções, morte e também por morte das plantas, este nitrogênio orgânico é convertido por decomposição biológica da amônia no processo de amonificação. Em presença de oxigênio, e por intermédio das bactérias nitrificantes, a amônia é convertida a nitrito, e posteriormente a nitrato, pelo processo da nitrificação. Na etapa subsequente em ambiente anóxico, o nitrato é reduzido a N_2 através do processo de desnitrificação (EPA, 1993).

O material nitrogenado em águas residuárias constitui-se principalmente de nitrogênio amoniacal (gasoso, NH_3 ; e salino, NH_4^+) e nitrogênio orgânico (uréia, aminoácidos e outras substâncias orgânicas como o grupo amino). Ocasionalmente ocorrem traços de formas oxidadas do nitrogênio, nitrito (N-NO_2^-) e, principalmente, nitrato (N-NO_3^-) (BENTO, 2002).

Descargas em excesso de nutrientes, como nitrogênio e fósforo, em estuários e lagos limitam a capacidade de crescimento biológico, causando a eutrofização desses.

A falta de oxigênio resulta na morte das algas, e estas são utilizadas como fonte de carbono por bactérias heterotróficas que consomem o oxigênio dissolvido na água. Quando a concentração de oxigênio diminui, pode ocorrer a morte de peixes que necessitam de um alto nível de OD, restando apenas as espécies que se adaptam às novas condições, ocorrendo, assim uma modificação do ecossistema aquático e redução da biodiversidade (EPA, 1993).

A eutrofização pode causar efeitos adversos à grande variedade de usos da água inviabilizando-a para abastecimento, irrigação, pescaria, navegação, esportes aquáticos, etc. Além disso, há o aspecto indesejável do impacto estético com a formação de turbidez, coloração, maus odores e formação de espuma.

2.2. FONTES DE NITROGÊNIO

No ambiente aquático os compostos nitrogenados podem entrar através de fontes naturais e fontes humanas. Os mecanismos de transporte das fontes naturais incluem: precipitação atmosférica, fixação biológica, correntes subterrâneas não urbanas. Entre as fontes humanas destacam-se: esgotos domésticos municipais, resíduos industriais, queima de combustíveis fósseis, fertilização de solos (EPA, 1993).

Pode ocorrer a oxidação do N_2 atmosférico, tanto pelo O_2 como pelo O_3 , na presença de energia de raios ou radiação ultravioleta. Assim, alguns óxidos de nitrogênio são formados e originam o NO_3^- quando em contato com a chuva, sendo transportados para o solo (MORGANTE, 1997).

Os resíduos de combustão industrial, a atividade vulcânica e a queima de florestas liberam compostos gasosos na atmosfera. Dentre estes compostos está a amônia, que em contato com a água da chuva é convertida em íon NH_4^+ , e acaba atingindo o solo.

O N_2 pode ser fixado pela indústria (processo de Haber-Bosch) ou por organismos procariontes (fixação biológica). O processo industrial contribui com cerca de 15% do nitrogênio atmosférico colocado no solo, enquanto que o processo biológico contribui com os 75% restantes (MORGANTE, 1997),

A matéria orgânica também é fonte de nitrogênio para o solo. Nela, o nitrogênio está insolúvel, mas graças à atuação de organismos decompositores (fungos e bactérias) este é convertido em NH_4^+ , no processo de amonificação (MORGANTE, 1997).

As principais formas de nitrogênio nos esgotos domésticos brutos são: o nitrogênio orgânico e a amônia, e em concentrações mínimas encontram-se os nitritos e nitratos. A Tabela 2.1. apresenta as concentrações de nitrogênio típicas para esgotos domésticos.

Tabela 2.1. Concentrações de nitrogênio no esgoto bruto.

Parâmetro	Contribuição per capita(g/hab.dia)		Concentração(mg/L)	
	Faixa	Típico	Faixa	Típico
Nitrogênio total	6,0 - 12,0	8,0	35 - 70	50
Nitrogênio orgânico	2,5 - 5,0	3,5	15 - 30	20
Amônia	3,5 - 7,0	4,5	20 - 40	30
Nitrito	~ 0	~ 0	~ 0	~ 0
Nitrato	0,0 - 0,5	~ 0	0 - 2	~ 0

Fonte: Von SPERLING (1998).

No caso de esgoto doméstico, a concentração de nitrogênio orgânico e amoniacal (NTK) no efluente geralmente é de 40 a 60 mg/L, sendo que 75% é formado por nitrogênio amoniacal e 25% por nitrogênio orgânico (Van HAANDEL & MARAIS, 1999).

A Tabela 2.2. apresenta os padrões estabelecidos para nutrientes em corpos d'água segundo a resolução do CONAMA N°. 20 de 1986.

Tabela 2.2. Padrões de qualidade para os corpos d'água das diversas classes.

Parâmetro	Parâmetro para o corpo receptor				Padrão de lançamento
	Classe-1	Classe-2	Classe-3	Classe-4	
Amônia livre (mg NH ₃ /L)	0,02	0,02	-	-	-
Amônia total (mg N/L)	-	-	1,0	-	5,0

Fonte: Resolução do CONAMA N°. 20 de 1986.

Observa-se na tabela 2.2. que a resolução do CONAMA N°. 20, de 1986, estabelece padrão de lançamento para a amônia total, cujo limite máximo deve ser inferior a 5 mg/L, não havendo limite para a descarga de nitrogênio total. Porém no Estado de Santa Catarina, a Legislação Ambiental através do decreto N°. 14.250 de 5 de junho de 1981, Art. 19º, fixa o limite máximo para o nitrogênio total em 10 mg/L para lançamentos em trechos de corpos de água contribuintes de lagos, lagoas, lagoas e estuários.

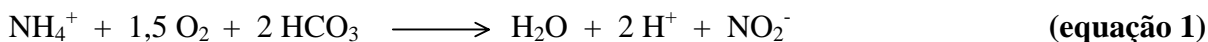
2.3. PROCESSO DE NITRIFICAÇÃO

2.3.1. Conceitos e fundamentos da nitrificação biológica

A nitrificação é um processo biológico pelo qual a amônia é convertida primeiramente a nitrito, e posteriormente, a nitrato. A nitrificação pode ser alcançada em todo processo biológico aeróbio com cargas orgânicas baixas e onde as circunstâncias ambientais apropriadas são fornecidas. As principais espécies de microrganismos responsáveis pela oxidação biológica dos compostos de nitrogênio são as bactérias autotróficas (retiram energia de crescimento da matéria inorgânica) dos gêneros *Nitrosomonas* sp e *Nitrobacter* sp. No entanto, *Nitrosococcus*, *Nitrospira*, *Nitrosovibrio* e *Nitrosolobus* também são capazes de oxidar NH₄⁺ a NO₂⁻, de modo que nem as bactérias gênero *Nitrosomonas* nem outra espécie particular (por exemplo N. Europa) necessariamente é dominante em um dado sistema. Para a oxidação do NO₂⁻ a NO₃⁻, embora o gênero *Nitrobacter* seja o mais conhecido das nitrito-oxidantes, *Nitrospira*, *Nitrococcus* e *Nitrocystis* também podem realizar esse estágio de nitrificação (RITTMAN & MCCARTY, 2001). Pesquisas com estas bactérias têm mostrado

que *Nitrospira* sp é freqüentemente identificada como nitrito-oxidante dominante (Teske et al., 1994, citados em RITTMAN & McCARTY, 2001).

As *Nitrosomonas* sp oxidam a amônia a nitrito pelo processo da nitrificação (equação 1), e as *Nitrobacter* sp transformam o nitrito em nitrato pelo processo da nitrificação (equação 2).



A equação 1 representa a equação estequiométrica para a oxidação da amônia para nitrito pelas bactérias *Nitrosomonas* sp.. A liberação de energia livre desta reação no interior das células tem sido estimada entre 58 e 84 Kcal/mol N-NH₄⁺ (PAINTER, 1970; MCCARTY, 1964).



A equação 2 representa a equação estequiométrica para a oxidação do nitrito para nitrato pelas bactérias *Nitrobacter* sp. A estimativa de liberação de energia conforme McCarty (1964) é cerca de 15,4 a 20,9 Kcal/mol NO₂, nas condições tipicamente encontradas no interior das células microbianas.

Em sistemas de lodos ativados as bactérias nitrificantes são microrganismos de crescimento lento, necessitando de valores elevados de idade de lodo e, portanto, baixos valores da razão A/M (BENTO, 2002).

As *Nitrobacter* sp tem uma velocidade de crescimento mais rápida, razão pela qual, dificilmente ocorrem acúmulos de nitritos nos sistemas de tratamento (Von SPERLING, 1998).

Através de cálculos estequiométricos das reações que ocorrem na nitrificação, tem-se que para cada 1 g de N-NH₃ oxidado a N-NO₃, são consumidos: 4,33 g de O₂; 8,64 g de alcalinidade (HCO₃⁻), 0,15 g de novas células são formadas e 0,08 g de carbono inorgânico são consumidos (METCALF & EDDY, 1991).

A reação global de oxidação da amônia, obtida pela soma das duas equações anteriores é:



2.3.2 FATORES QUE INFLUENCIAM A NITRIFICAÇÃO BIOLÓGICA

2.3.2.1 Efeito do pH

As bactérias nitrificantes são susceptíveis ao pH. A faixa ótima para o crescimento e o bom desempenho destes microrganismos está entre 7,5 e 8,6, porém sistemas aclimatados para condição de baixo pH podem afetar a nitrificação com sucesso (METCALF & EDDY, 1991).

Segundo Bitton (1994) a faixa ótima de pH está entre 7,2 a 8,7 e a inibição entre 6,3 a 6,7.

De acordo com Surampalli et al., (1997), o pH ótimo para nitrificação está na faixa de 7,5 a 9,0. Abaixo de 7,0 e acima de 9,8 a taxa de nitrificação é 50% menor que a taxa ótima. A alcalinidade é consumida pela oxidação da amônia, desse modo reduzindo o pH.

O controle do pH mostra-se relevante, pois o processo de nitrificação consome alcalinidade do meio, sendo que para valores inferiores a $50 \text{ mg CaCO}_3 \cdot \text{L}^{-1}$ após a oxidação da amônia faz-se necessário uma adição forçada de alcalinidade (WPCF, 1983). Alguns pesquisadores propõem o tamponamento do meio com adição de bicarbonato (CHENG & CHEN, 1994; KATSOGIANNIS et al., 2003).

Em sistemas fechados, onde não ocorre a saída do CO_2 , a alcalinidade do efluente deve ser dez vezes maior do que a quantia de amônia nitrificada, de modo a manter o pH acima de 6,0 (HAUG & MCCARTY, 1971; EPA, 1993).

A eficiência da nitrificação cai rapidamente quando o pH é reduzido. Entretanto, a nitrificação não parece ser severamente afetada para valores de pH acima de 9,5. É aconselhável manter o pH próximo à faixa básica da neutralidade 7,2 (EPA, 1991).

As condições de pH em reatores biológicos tem um efeito significativo na taxa de nitrificação. O grau de aclimação ao pH correspondente é demonstrado na Figura 2.3.

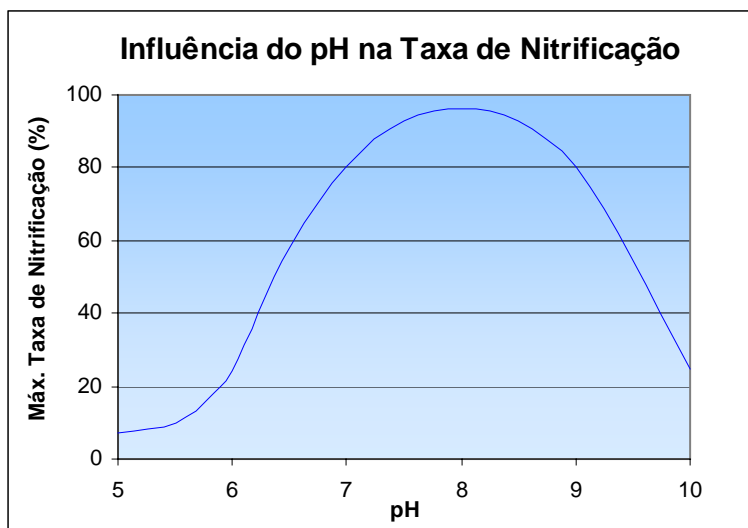


Figura 2.3. Adaptada de EPA 1993.

2.3.2.2. Concentração de oxigênio dissolvido (OD)

O oxigênio dissolvido é um fator limitante no processo de nitrificação. A estequiometria de oxigênio requerido para uma completa nitrificação da amônia para nitrato é 4,57 mg O₂/mg N. Em tanques de oxidação, a velocidade de consumo de oxigênio pode variar de 9,9 a 31,6 mg O₂/L.d, dependendo da concentração do substrato (LIU & CAPDEVILLE, 1996).

As relações entre o OD e a cinética da nitrificação apresentadas por EPA (1993) são:

- O valor de OD para o qual a nitrificação é limitada pode ser de 0,5 a 2,5 mg/L, tanto em sistemas de biomassa floculada como naqueles de biomassa fixa, em condições de equilíbrio, dependendo do grau do transporte de massa ou resistência difusional, e do tempo de retenção dos sólidos.
- Alto tempo de retenção de sólidos pode ser necessário para garantir a completa nitrificação em baixas concentrações de OD e em condições onde a resistência difusional seja significativa.

- Sob condições transientes de choque de carga orgânica, as resistências difusionais e a competição das heterotróficas com as nitrificantes podem aumentar significativamente o valor limitante de OD.
- Em condições transientes, a conversão do nitrito a nitrato pode se tornar uma etapa limitante da taxa no processo de nitrificação. Em tais condições, a acumulação de nitrito não é correlacionada com baixos valores de OD.

De acordo com Hanaki et al. (1990), a velocidade de crescimento das *Nitrosomonas* sp não está limitada em níveis de OD acima de 1,0 mg/L, mas na prática, é requerido um OD superior a 2,0 mg/L. Chui et al. (1996) encontraram velocidade máximas de nitrificação com níveis de OD acima de 3 mg/L. Recomenda-se que a concentração de OD no reator não se reduza a menos do que 0,5 mg/L, o que, segundo EPA (1993), abaixo deste valor há acúmulo de nitrito, pois as *Nitrobacter* sp são mais sensíveis a baixas concentrações de OD, enquanto que, com as *Nitrosomonas* sp há um aumento em sua velocidade de crescimento.

Se o transporte de massa ou a resistência difusional são características inerentes do reator de nitrificação, como no caso de reatores com biomassa fixa, o nível de OD limitante no projeto deverá ser relativamente alto (EPA, 1993).

A teoria da cinética do biofilme nitrificante baseia-se no fato físico de que é necessário um gradiente de concentração para que uma determinada substância possa ser transportada de fora para dentro do biofilme (HARREMOËS, 1978).

Amônio, oxigênio e bicarbonato são consumidos pelo processo (eq. 1 e eq. 2) e difundidos para dentro do biofilme nitrificante. Cada um desses substratos pode ser limitante. Quando o limitante é o oxigênio há formação de hidroxilamina (NH_2OH) e óxido nitroso (N_2O) (ROCHA, 1997).

Em biofilmes, a coexistência com heterotróficas é uma situação normal das bactérias nitrificantes em todos os processos de nitrificação. Resultados experimentais e modelagem, indicam que as nitrificantes tendem a se acumular próximas da superfície de adesão, enquanto as heterotróficas predominam na camada mais superficial do biofilme. Esta “distribuição em camadas” é uma consequência natural da maior velocidade de crescimento das heterotróficas, permitindo que elas fiquem estáveis na região onde o biofilme sofre o maior desprendimento e predação por outros organismos. Por outro lado, as nitrificantes acumulam-se com mais sucesso no interior do biofilme, onde elas estão parcialmente protegidas dos efeitos do

desprendimento e predação. Embora protegidas, as nitrificantes são sensíveis às limitações de oxigênio, assim o OD deve difundir-se através da camada de heterotróficas antes de alcançar as nitrificantes, de modo que as vantagens de proteção conferidas as nitrificantes no interior do biofilme, pode ser uma desvantagem, ao menos que a concentração de OD no interior do biofilme seja elevada. Manter uma carga superficial baixa pode evitar os efeitos adversos da queda do OD. Na prática, adota-se para filtros biológicos, discos biológicos e biofiltros (leito fixo) uma carga superficial máxima de DBO variando entre 2 a 6 Kg DBO/1000 m².dia, que controle a competição pelas heterotróficas; para os reatores de leito fluidizado e leito móvel (híbrido) ainda não se tem esse valor (RITTMANN & MCCARTY, 2001).

Segundo Von Sperling (1996), se a espessura do biofilme for muito elevada, o consumo do substrato ao longo deste pode ser tal, que as camadas mais internas sejam deficientes de substrato, diminuindo a sua atividade. Nestas condições a aderência com o meio suporte diminui e a biomassa pode se desalojar do meio suporte.

As concentrações dos substratos dentro do biofilme variam com a profundidade, e são significativamente menores do que no meio líquido, desde que estes substratos consigam ser transportados dentro do biofilme e também através do mesmo. Sendo isso verdadeiro tanto para o OD como para o nitrogênio amoniacal, baixas concentrações dentro do biofilme podem resultar em baixas taxas de nitrificação ao que poderia ser previsto com base nas concentrações de amônia no líquido e na quantidade de biomassa fixa (EPA, 1993).

2.3.2.3. Efeito da temperatura

A temperatura influencia a atividade metabólica da população de microrganismos, e também produz um grande efeito em fatores de velocidade de transferência gasosa e estabelecem características dos sólidos biológicos (METCALF & EDDY, 1991).

A taxa de crescimento das bactérias nitrificantes varia consideravelmente com a temperatura. O processo de nitrificação ocorre numa larga faixa de temperatura, de 4 a 45°C, sendo que a temperatura ótima para as *Nitrosomonas* sp é igual a 35°C (BUSWELL et al., 1954), e para as *Nitrobacter* sp de 35 a 42°C (DEPPE & ENGEL, 1960; LAUDELOUT & VAN TICHELEN, 1960).

A temperatura afeta a taxa de conversão da amônia a nitrito e nitrato, tornando-se um fator de inibição do processo. No caso de temperaturas baixas, as bactérias formadoras de nitratos são mais afetadas, um acúmulo de nitrito tende a prevalecer, e conseqüentemente, causar toxicidade a outros organismos presentes (WPCF, 1983).

Pollanco et al. (1994) afirmam que a temperatura é uma variável que produz dois efeitos opostos: ativação das bactérias e inibição da amônia livre. Os autores constataram que para as *Nitrosomonas* sp somente o efeito da ativação das bactérias foi observado; atingindo uma atividade máxima em 28-29°C. Para as *Nitrobacter* sp prevaleceu o efeito de inibição por amônia livre, podendo haver acumulação de nitrito.

Estimativas para a taxa máxima de crescimento (μ'_N) das *Nitrosomonas* sp, numa faixa de temperatura de 10 a 30°C, são apresentadas na Tabela 2.3.

Tabela 2.3. Influência da temperatura sobre a taxa máxima de crescimento das *Nitrosomonas* sp e *Nitrobacter* sp.

Temperatura (°C)	<i>Nitrosomonas</i> [μ'_N (d ⁻¹)]	<i>Nitrobacter</i> [μ'_N (d ⁻¹)]
5	0,32	0,34
10	0,42	0,45
15	0,58	0,61
20	0,76	0,81
25	1,02	1,10
30	-	-

Fonte: EPA (1993); RITTMANN & MCCARTY (2001).

2.3.2.4. Efeito de Inibidores

Os organismos nitrificantes são sensíveis a certas formas de nitrogênio, como amônia não-ionizada (NH₃) ou amônia livre e ácido nitroso não-ionizado (HNO₂) ou ácido nitroso livre, acima de determinados limites. A amônia livre começa a inibição das *Nitrosomonas* sp em concentrações de 10-150 mg/L e das *Nitrobacter* sp na faixa de 0,1-1,0 mg/L (ANTHONISEN et al., 1976). O ácido nitroso livre inicia a inibição das *Nitrosomonas* sp e

Nitrobacter sp na faixa de concentração de 0,22-2,8 mg/L. As concentrações do ácido nitroso livre e de amônia livre são diretamente dependentes do pH e da temperatura (EPA, 1993).

Estudos foram desenvolvidos indicando inibidores do processo de nitrificação, alguns destes estão listados na Tabela 2.4. (ROSA, 1997; EPA, 1993).

Tabela 2.4. Compostos orgânicos que inibem a nitrificação.

Composto	Concentração que causa 50% de inibição (mg/L)
Acetona	2000
Dissulfeto de Carbono	38
Clorofórmio	18
Etanol	2400
Fenol	5,6
Etileno diamina	17
Hexametileno diamina	85
Anilina	< 1
Monoetanolamina	< 200

Fonte: ROSA, 1997; EPA, 1993.

A inibição da nitrificação também é dependente da concentração do substrato, conforme apresentado na Figura 2.4. (HOFFMANN, 2000).

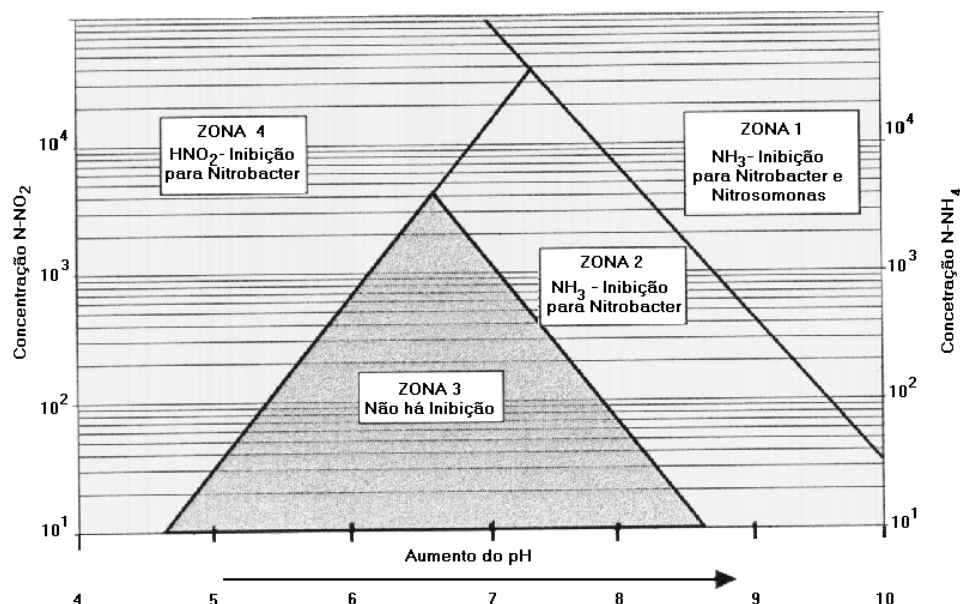


Figura 2.4. Inibição da nitrificação dependente da concentração do substrato (Fonte: Abeling (1994) citado por HOFFMANN, 2000).

Abeliovich & Vonshak (1993) citados por Rocha (1997), investigaram fatores de inibição no processo de nitrificação em reservatórios de efluentes, cuja velocidade de reação era lenta. Constataram que a luz, Hidroxilamina (NH_2OH), NH_2NH_2 eram inibidores de células (*Nitrosomonas Europaea*) na fase de crescimento exponencial, enquanto que na fase estacionária as células não eram afetadas pela luz.

Certas substâncias inorgânicas, incluindo alguns metais pesados em concentrações da ordem de 10 a 20 mg/L, podem ser tolerados pelas nitrificantes, devido à baixa concentração iônica destes metais nas faixas de pH de 7,5 a 8,0 (EPA, 1993).

2.3.2.5. Relação entre o carbono orgânico e nitrogênio (C:N)

O efeito da relação C:N, onde o carbono é a fração biodegradável da carga orgânica, é um dos fatores críticos que afetam o projeto de sistemas de nitrificação. Nesses, a quantidade de matéria orgânica alimentada serve para manter o crescimento das bactérias heterotróficas. A velocidade de produção das heterotróficas é muito maior que das nitrificantes, e com isto, as nitrificantes podem ser carregadas para fora do sistema biológico, devido a descartes para controle da idade de lodo ou do nível de sólidos suspensos totais. Assim, para se conseguir uma população de nitrificantes, a idade do lodo deve ser superior ao tempo de retenção dos sólidos para a nitrificação (EPA, 1993).

Se a relação DBO_5/NTK é elevada ($> 25 \text{ g DBO}_5/\text{g NTK}$) pouco nitrogênio será disponível para nitrificação. Para águas residuárias urbanas típicas têm-se 5 a 10 g $\text{DBO}_5/\text{g NTK}$, nestas a nitrificantes normalmente constituem menos que 20% da biomassa ativa e representam uma pequena fração dos sólidos suspensos voláteis (RITTMANN & MCCARTY, 2001). A relação DBO_5/NTK exerce algum controle sobre como as heterotróficas e autotróficas competem pelo OD e espaço nos flocos do biofilme. A longo termo, elevada DBO_5/NTK tende a forçar as nitrificantes para o interior do biofilme (ou floco). Isto proporciona uma grande resistência difusional para as nitrificantes, particularmente quanto à NH_4^+ e OD (RITTMANN & MANEM, 1992). A curto prazo, um elevado crescimento das heterotróficas poderia causar um impacto negativo nas nitrificantes, seqüestrando nitrogênio, consumindo oxigênio, ou lançando as nitrificantes para fora do biofilme (ou floco).

2.4. REATORES BIOLÓGICOS DE LEITO FLUIDIZADO (RBLF)

2.4.1. Uso de reator biológico de leito fluidizado (RBLF)

Os reatores biológicos de leito fluidizado se apresentam como uma opção bastante viável no tratamento de efluentes, tanto em relação aos processos convencionais de lodos ativados, como aos processos com biomassa imobilizada, como é o caso dos discos biológicos, principalmente devido as altas eficiências de remoção de matéria orgânica, alcançadas com tempos de retenção hidráulica reduzidos, equipamentos compactos, bem como a pequena produção de lodo. Nesses reatores, uma população estável de microrganismos eventualmente cobre cada partícula suporte, tendo portanto, uma grande área superficial disponível para o crescimento microbiano (TAVARES, 1992).

Estudos com reatores de leito fluidizado iniciaram em meados da década de 80, e somente no início dos anos 90 começaram a aparecer as primeiras instalações em escala real. (LAZAROVA & MANEM, 1993; HOLST et al., 1997). No Brasil, o uso de leito fluidizado tem sido bastante pesquisado (Gonçalves et al., 2001), mostrando as potencialidades deste tipo de reator para tratar águas residuárias domésticas e industriais.

O leito fluidizado trifásico utiliza simultaneamente a injeção de gás e líquido, o que contribui para uma melhor transferência de massa líquida/sólida, permitindo o desenvolvimento de biofilmes extremamente finos e densos, como consequência do cisalhamento líquido-partícula, e atrito partícula-partícula ocasionado pela injeção de ar, eliminando possíveis instabilidades causadas pelo crescimento desordenado do biofilme (DISTLER, 1995).

A imobilização dos microrganismos em pequenos suportes formando o biofilme possibilita ao reator biológico:

- Reter uma grande concentração da biomassa no seu interior, devido à maior área superficial;
- Melhorar o contato da biomassa com o substrato;
- Operar com tempos de retenção hidráulica significativamente reduzidos;
- Melhorar a eficiência na remoção da matéria orgânica;
- Diminuir a produção de lodo;
- Reduzir a área necessária para as reações biológicas.

O controle da espessura do biofilme é reconhecido como um dos mais importantes parâmetros influenciando a eficiência e o desempenho do processo. Está demonstrado que os bioreatores de leito fluidizados trifásicos favorecem o aumento de reações biológicas complexas e um controle efetivo do biofilme (COSTA, 1989).

A presença de uma grande quantidade de biomassa aderida ao suporte desses biofilmes apresenta as seguintes vantagens: maiores velocidades de remoção por unidade de volume, menores tempos de retenção hidráulica, instalações compactas, resultados menos dependentes da fase de sedimentação e maior resistência a choques de cargas hidráulicas e tóxicas (DISTLER, 1995).

As condições hidrodinâmicas no interior do reator, que promovem o impacto e o atrito interpartículas, servem como reguladores do crescimento do biofilme aderido.

A viabilidade dos reatores de leito fluidizado depende do seu comportamento hidrodinâmico e podem ser caracterizados pelos seguintes parâmetros:

- altura do leito;
- retenção (holdup) das fases sólida, líquida e gasosa;
- velocidade mínima de fluidização;
- queda de pressão;
- velocidade superficial do gás e do líquido.

Em leitos fluidizados trifásicos, é típico ocorrer a contração do leito ou às vezes a expansão do leito, observado quando o gás é introduzido. A expansão do leito trifásico é observada, via de regra, quando se trabalha com partículas de densidade mais baixa, independente das vazões de gás e líquido, válido também para expansão do leito bifásico (BERGAMASCO, 1996).

A retenção (*holdups*) das fases sólida, líquida e gasosa é afetada pela velocidade do gás e do líquido, e pelas propriedades do sólido, tais como diâmetro e densidade (ROCHA, 1992). A fração volumétrica revelada pelos *holdups* individuais de cada fase é de grande importância, e refere-se à quantidade de material sólido que será fluidizado no volume do leito. No caso de tratamento biológico de efluentes o *holdup* de sólidos é a quantidade de partículas sólidas usadas como suporte e a massa de biofilme presente no interior do reator.

A velocidade mínima de fluidização (U_{mf}), é definida como sendo a velocidade do fluido no qual as partículas começam a fluidizar, determinando o limite inferior da velocidade de operação do leito fluidizado e depende da densidade e tamanho das partículas e das

propriedades do líquido, tais como densidade e viscosidade. Como estas últimas são funções da temperatura, a velocidade mínima de fluidização será também função da temperatura (BERGAMASCO, 1996).

As velocidades superficiais do líquido e do gás são parâmetros muito importantes tanto na caracterização como na concepção de leito fluidizado trifásico, e pode ser definida como a razão da velocidade de fluxo do gás total pela área da seção transversal da coluna. A velocidade superficial do gás afeta os efeitos do cisalhamento e o atrito entre as partículas que, por sua vez, tem grande influência sobre a formação e retenção do biofilme e sobre a colonização do suporte (Grasmick *et al.*, 1981, citados por TAVARES, 1992).

Os reatores de leito fluidizado têm sido considerados competitivos nos tratamentos aeróbios, anóxicos e de nitrificação de alguns efluentes industriais. O seu desenvolvimento em escala industrial tem sido limitado por inúmeros problemas de controle da expansão do leito, espessura do biofilme, bem como no sistema de distribuição e saturação de oxigênio (SUTTON & MISHRA, 1990).

Os reatores de leito fluidizado são capazes de tratar esgotos com um tempo de retenção hidráulica superficial de 10 minutos ou mais, ou com uma carga volumétrica de DBO_5 maior ou igual a $10 \text{ Kg/m}^3 \cdot \text{dia}$. Por outro lado, requerem uma maior frequência de manutenção do que os reatores de leito fixo, para manter leitos fluidizados estáveis (IWAI & KITAO, 1994).

Jeris *et al.* (1981) relataram os resultados da investigação sobre a nitrificação, desnitrificação e remoção de DBO_5 em unidades de leito fluidizado com área de superfície específica maior que $3300 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Eficiências maiores que 99 % foram alcançadas.

Cooper & Willians (1990) operaram um bioreator de leito fluidizado para nitrificação, com uma vazão de $250\text{-}600 \text{ m}^3/\text{d}$ e afluente contendo $25 \text{ mg N-NH}_3/\text{L}$ e $18 \text{ mg DBO}_5/\text{L}$. Após a operação, compararam economicamente o bioreator de leito fluidizado com o processo de lodos ativados, e concluíram que o lodo ativado apresenta um custo duas vezes maior que o bioreator, constatando que o bioreator possui viabilidade técnica e econômica para o processo de nitrificação de efluentes.

O processo de nitrificação em um bioreator de leito fluidizado trifásico foi estudado por Furtado *et al.*, (1996), com capacidade de 5 litros, em regime de batelada, recheado com carvão ativado de 2 mm de diâmetro. O afluente de refinaria possuía aproximadamente 25

mg/L de NH_3 . Houve uma redução de 95% de amônia, constatando a viabilidade do bioreator para o processo de nitrificação.

Rocha (1997) utilizou um bioreator de leito fluidizado trifásico em contínuo para nitrificação, com efluente sintético simulando esgoto sanitário e o PVC como material suporte, obteve bons resultados, com eficiências médias de 97,72% para conversão de amônia (N-NH_4^+) em nitrito (N-NO_2) e nitrato (N-NO_3^-), e eficiência na remoção de DQO de 97,99%.

2.4.2. Material suporte

Vários são os aspectos a serem considerados na seleção do material suporte em reatores de leito fluidizado, como as características físicas e químicas e o custo do material.

A influência da natureza química do suporte sobre a fixação bacteriana é muito difícil de ser avaliada, uma vez que as características da superfície sólida, dependendo das condições experimentais podem aumentar, inibir, não causar nenhum efeito, ou ainda causar vários destes efeitos sobre a atividade bacteriana (Macrae e Evans, 1983; Navarro et al., 1984; Fletcher, 1985, citados por TAVARES, 1992).

Moreau (1993) trabalhando em reator turbulento tipo “airlift”, com bactérias nitrificantes, concluiu que essas bactérias não aderiam facilmente às superfícies de suporte de poliestireno bruto, mas que a colonização era mais evidente quando recoberto com carvão ativo, nas mesmas condições operacionais.

De acordo com Bergamasco (1996), os efeitos das propriedades da superfície de suportes podem ser classificados em três categorias:

- **Carga da superfície *versus* adesão bacteriana:** a superfície do microrganismo em condições de pH usuais é carregada negativamente, e esta carga também é apresentada em muitos materiais considerados como suportes potenciais, sendo a maior parte polímeros orgânicos. É necessária uma modificação, seja da superfície do suporte ou da superfície do microrganismo, para diminuir a repulsão elétrica e assim criar uma atração entre a bactéria e o suporte.
- **Efeito da rugosidade na adesão microbiana:** este assunto vem merecendo especial atenção pelos pesquisadores, porém resultados conclusivos são bastante difíceis de se

obter. No entanto, é necessário assinalar que o efeito negativo das forças de cisalhamento sobre o desenvolvimento do biofilme foi largamente observado.

- **Hidrofobicidade das superfícies *versus* adesão bacteriana:** a hidrofobicidade é uma afinidade habitualmente considerada como uma força de curta distância entre a superfície do suporte e a bactéria, sendo necessário levar em conta as seguintes interações: dipolo-dipolo, dipolo induzido, íon-dipolo e pontes de hidrogênio.

Oger (1984) citado por Costa (1989), recomenda que o material suporte deve possuir as seguintes propriedades:

- Apresentar elevada superfície específica;
- Caracterizar-se por um estado de superfície essencialmente poroso, permitindo uma melhor adesão da biomassa;
- Apresentar uma boa resistência mecânica;
- Permitir a adsorção das substâncias a serem degradadas, dos subprodutos resultantes da degradação e das enzimas extracelulares produzidas pelos microrganismos; e
- Possuir tamanho ideal para as condições de funcionamento do reator.

A utilização de materiais suporte tais como poliestireno, polipropileno, poliuretano, PVC e plástico, com peso específico variando de 0,03 a 0,9 g/cm³, se expandiu no início dos anos 90, gerando novos processos com meio flutuante ou estruturado (não-granular). Considera-se o custo destes materiais mais elevado do que os de origem mineral, mas este custo adicional pode ser compensado por uma menor demanda energética para fluidização (GONÇALVES, 1996). A utilização desses materiais vem gerando novas pesquisas e conquistando espaço (ROCHA, 1997; SOUZA et al., 2002; MARTINS, 2003).

2.5. REATOR SEQUENCIAL EM BATELADA (RSB)

O reator sequencial em batelada tem demonstrado bom potencial em processos biológicos, podendo ser aplicado para a nitrificação e desnitrificação. É um sistema que oferece várias vantagens incluindo: área reduzida para sua implantação, fácil operação e possibilidade de modificações durante as fases, através de um controle on-line das estratégias de tratamento (ANDREOTOLLA et al., 2001).

Por outro lado, o tratamento de águas residuárias em reator seqüencial em batelada tem despertado interesse recentemente, devido à redução de custos que este sistema oferece em relação aos processos contínuos de lodos ativados e, várias estratégias de operação têm sido propostas como forma de tratamento de águas residuárias, com o fim de obter, em um ciclo de operação, remoção de matéria carbonácea e de nutrientes fósforo e nitrogênio, este nas várias formas (Sheker et al., 1993; Morgenroth e Wilderer 1998; Van Loosdrecht e Jetten, 1998; Lee et al., 1997 citados por MOREIRA et al., 2002).

A primeira aplicação do processo RSB no Brasil foi em 1989, onde a SABESP adotou o sistema para o tratamento do esgoto sanitário da cidade de Paranapuã, obtendo excelentes resultados (KAMIYAMA, 1991).

O processo do reator seqüencial em batelada (RSB) é realizado em reator simples ou em reatores múltiplos operados em paralelo, de natureza cíclica, cada ciclo consiste em diferentes fases: enchimento, reação, clarificação, retirada do efluente e repouso (ARTAN et al., 2001).

Durante qualquer uma das fases podem ocorrer diferentes reações, dependendo do objetivo particular do tratamento, como é descrito a seguir:

Enchimento

O esgoto é colocado no reator, com aeração ou sem aeração. De acordo com Surampalli et al. (1997), o enchimento em um ciclo típico de RSB pode ser com aeração ($OD > 2,0 \text{ mg/L}$), quando se pretende somente a nitrificação, a remoção de DBO_5 e o consumo do fósforo; ou sem aeração para proporcionar o crescimento das bactérias que removem o fósforo e nitrato.

De maneira geral, é recomendado um enchimento estático sem mistura entre o lodo remanescente no reator e o afluente (SILVERSTEIN e SCHROEDER, 1983). Quando o reator estiver com 80% do seu volume preenchido, a mistura pode ser iniciada, de forma a produzir uma alta taxa de fermentação que permite às bactérias floculantes superar as espécies filamentosas, prevenindo o intumescimento (bulking) do lodo (NG, 1989).

Reação

Nesta etapa ocorrem diferentes reações, que podem ser anaeróbias, aeróbias e anóxicas, de acordo com o objetivo do processo.

Quando o objetivo do tratamento é a remoção de fósforo, é necessário a existência da alternância de condições anaeróbias e aeróbias. As condições anaeróbias provocam o estresse bacteriano, resultando na liberação do fósforo, onde as bactérias bio-P relargam os polifosfatos armazenados em suas células, na forma de ortofosfatos (PO_4^{-3}) e convertem a DQO biodegradável na forma de poli-hidroxi-butiratos (PHB), que são armazenados nas células. Na condição aeróbia subsequente, ocorre uma elevada assimilação do PHB como fonte de carbono e de energia para o armazenamento de polifosfatos, resultando na remoção biológica do fósforo (HENZE et al., 1995).

Para que ocorra a remoção total do nitrogênio, é necessário a presença da nitrificação seguida da desnitrificação, alcançadas em condições aeróbias e anóxicas. As condições aeróbias devem oferecer concentrações de OD superiores a 2,0 mg/L, e obedecer a limites estabelecidos para diversos fatores como pH e temperatura, que possam inibir a nitrificação. Na condição anóxica, além da necessidade de obediência aos fatores que causam a inibição da desnitrificação, é indispensável uma fonte de carbono. Barbosa (2004) relata que pesquisas vêm demonstrando a capacidade do lodo em armazenar carbono e seu imediato uso para desnitrificação.

Clarificação

Nesta fase os equipamentos de mistura e aeração são desligados e o reator permanece em repouso, para que ocorra a decantação dos sólidos suspensos. O tempo de clarificação depende do método empregado, do sobrenadante, e razão de subsidência da interface lodo/sobrenadante, considerando a duração do tempo de retirada, que é governado pelo volume de enchimento e taxa final retirada (ARTAN et al., 2001).

Retirada

Nesta fase o efluente tratado é removido do reator de acordo com a porcentagem de enchimento.

Repouso

O líquido com biomassa que não foi retirado permanece em repouso no reator até o início do próximo ciclo.

Os estudos desenvolvidos por Thayalakumaran et al., (2003), tratando efluentes de abatedouro bovino em RSB com ciclos de 6 horas, mostraram que as eficiências de remoção foram superiores a 99% para a DQO solúvel, amônia e fósforo total. As relações DQO/P_T , DBO_5/DQO para o esgoto afluyente analisado foram de 46 e 0,5, respectivamente.

O tempo total do ciclo e a duração das fases aeróbicas e anóxicas são os parâmetros de projeto mais importantes dos sistemas SBR, tendo uma considerável influência sobre a performance da remoção do nitrogênio e fósforo. Para Katsogiannis et al. (2002), o tempo de duração de cada etapa do ciclo tem considerável influência no desempenho do reator, sendo considerada a variável mais importante de dimensionamento. De acordo com Moreira et. al. (2002), o desempenho do RSB em alcançar os processos de nitrificação e desnitrificação depende da duração e da ordem das diferentes etapas de operação do reator, e encontrar a estratégia de operação do RSB, de forma a reduzir a concentração de material carbonáceo e nutrientes de águas residuárias até limites desejáveis para descarte, não é tarefa simples, sendo recomendado a realização de ensaios práticos.

Ketchum Jr. (1997) afirma que o projetista, ou o futuro operador de uma estação de RSB, pode facilmente variar os tempos alocados para cada fase, modificando o escopo do tratamento.

Metcalf & Eddy (1991) recomendam como porcentagem de tempo de cada fase, em relação à duração do ciclo total: enchimento = 25%, reação = 35%, clarificação = 20%, decantação = 15% e repouso = 5%.

O monitoramento dos valores de ORP e pH pode detectar com precisão os finais da nitrificação e da desnitrificação, podendo esses serem usados como parâmetros de controle do processo. YU et al. (1997) verificaram que o controle das operações em tempo real, baseado nos valores de pH e ORP, exibiu uma melhor performance que a operação com tempos pré-fixados, reduzindo o tempo total do ciclo em 35% e economizando 42% de energia na fase de aeração. Cybis e Pickbrenner (2000) utilizando RSB para pós-tratamento de efluentes, comprovaram a importância de utilizar um sistema automatizado de monitoramento dos parâmetros OD, pH e ORP, para a observação do tratamento biológico conjuntamente com a característica sequencial em batelada. Este fato também foi comprovado por Andreottola et

al., (2001), cujo reator piloto RSB com um controle *on-line* permitiu o desenvolvimento de técnicas e estratégias operacionais capazes de otimizar o tratamento em termos de eficiência e custos.

2.6. COMBINAÇÃO DO RSB COM RBF

A combinação do reator seqüencial em batelada (RSB) com as vantagens do reator biológico de biofilme (RBF), é uma possibilidade de tecnologia para o tratamento ainda pouco investigada (ORHON et al., 2002). A vantagem desta combinação, é que pode se manter uma alta concentração de biomassa, incentivando o baixo crescimento de cultura de organismos, obtendo assim, uma distribuição homogênea da biomassa (Kaballo & Wilderer, 1993 citados por CHO et al., 2001).

Muitas pesquisas vêm sendo desenvolvidas combinando em um mesmo reator culturas flocluladas com culturas fixas, os quais são chamados processos híbridos (AL-SHAREKH et HAMODA, 2001; ØDEGAARD et al., 2000). Wolff et al. (2003) testaram dois materiais suporte plásticos em reatores híbridos com funcionamento em contínuo, os quais se apresentaram eficientes para remoção de cargas orgânicas em torno de 1 Kg DQO/m³.d.

A idéia básica desse tipo de reator (Moving Bed Bio Reactor MBBR-Kaldnes) é ter um reator de biofilme não colmatável, com pequena perda de carga e com elevada superfície específica protegida, utilizando anéis plásticos como material suporte. A quantidade de enchimento do reator é variável, o que permite flexibilidade ao processo. Sua aplicação é bastante ampla, desde processos aeróbios, anaeróbios e anóxicos, efluentes com pouca DQO (100-200 mg/L) ou muito concentrado (até 40.000 mg/L). Apresentam vantagens como: baixo custo inicial, elevada resistência a choques de cargas, não há retorno de lodo, nem “bulking”, não há entupimento do reator, pequena perda de carga e custo de operação, fácil ampliação da capacidade de instalações existentes (FRANCISCO JUNIOR, 2003).

Um reator de leito móvel seqüencial em batelada foi utilizado por Andreotolla et al., (2002) para tratamento de água residuária de vinícola, com cargas flutuantes. Foi obtida uma eficiência de remoção de DQO entre 85 % e 99 %, com aplicação de carga superficial de 29 g DQO/m².d e carga volumétrica de 88 Kg DQO/m³.d. Estes resultados mostraram que a combinação do RSB com sistema de biomassa fixa-biofilme tornou-se uma alternativa interessante, permitindo o tratamento de altas cargas orgânicas.

Estudos realizados por Barbosa (2004), em reator de leito fluidizado seqüencial em batelada, mostraram bons resultados relativos à remoção carbonácea e fósforo total, necessitando ainda de otimização operacional dos ciclos e das condições da qualidade do esgoto afluyente para a remoção satisfatória dos compostos de nitrogênio.

Cho et al. 2001 tratando esgoto industrial em reator de biofilme seqüencial em batelada (RBSB), mostraram que o monitoramento do ORP, pH e OD pode ser usado como sistema de controle on-line, na qual pode se encontrar o tempo de reação exato para a remoção de nitrogênio em RBSB.

3. MATERIAIS E MÉTODOS

3.1. LOCAL E PERÍODO DE ESTUDO

O trabalho foi desenvolvido no Laboratório de Efluentes Líquidos e Gasosos (LABEFLU) e Laboratório Integrado de Meio Ambiente (LIMA), do Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental da Universidade Federal de Santa Catarina (UFSC). A instalação experimental piloto localiza-se no pátio do restaurante universitário, próximo à rede pública da CASAN, onde o esgoto urbano era coletado. O trabalho foi realizado em duas etapas distintas: na primeira etapa o reator de leito fluidizado trifásico aeróbio operou em regime de batelada, sendo utilizado o PET como material suporte e na segunda etapa trabalhou-se com o mesmo sistema operacional, utilizando como material suporte o PVC.

O estudo estendeu-se de abril de 2003 a janeiro de 2004, incluindo o monitoramento da instalação piloto e a parte analítica.

3.2. SISTEMAS DE TRATAMENTO

O efluente a ser tratado em ambas as etapas foi o esgoto urbano proveniente do Bairro Pantanal, Florianópolis/SC, coletado na rede pública da CASAN, onde era bombeado através de uma bomba submersa, marca Schneider, BCS-94, até os reservatórios do sistema de tratamento.

Na primeira etapa o esgoto urbano seguia para um tanque séptico com volume de 10 m³, onde se aguardava 15 minutos para decantação e eliminação dos sólidos grosseiros, posteriormente, seguia para um tanque de equalização de vazão com capacidade de 4 m³ de onde o efluente é bombeado para o reator de leito fluidizado seqüencial em batelada (RLFSB), por meio de bomba centrífuga marca Scheneider, BC-92 HA 1 ½ CV Mono 60Hz. O esquema do sistema de tratamento utilizado na etapa 1 é mostrado na Figura 3.1.

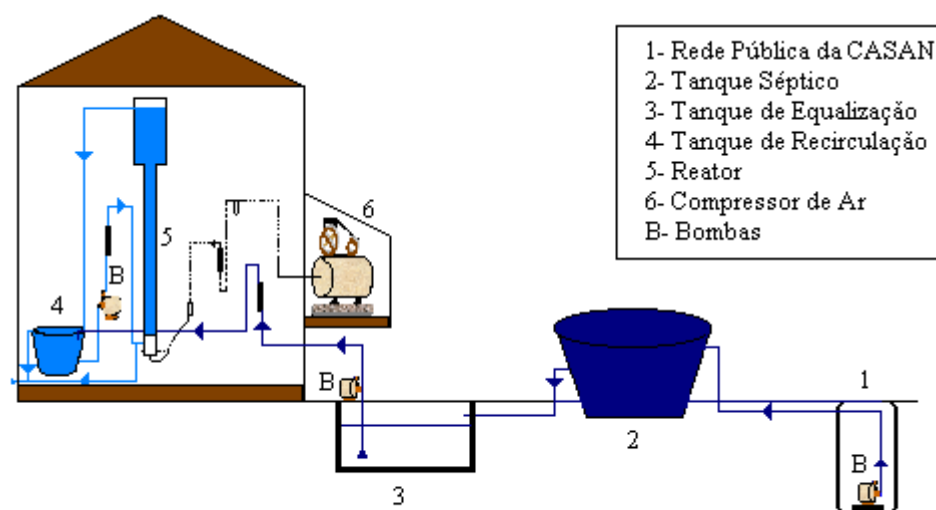


Figura 3.1. Esquema de tratamento utilizado na etapa 1.

Na segunda etapa o esgoto urbano era coletado e enviado para um reservatório com volume de 5 m^3 , onde ocorria a decantação dos sólidos grosseiros durante 15 minutos, e após, bombeado para o RLFSB, através de uma bomba marca Scheneider, BC-98 SC $\frac{1}{4}$ CV Mono 60 Hz. O esquema do sistema de tratamento utilizado na etapa 2 é apresentado na Figura 3.2.

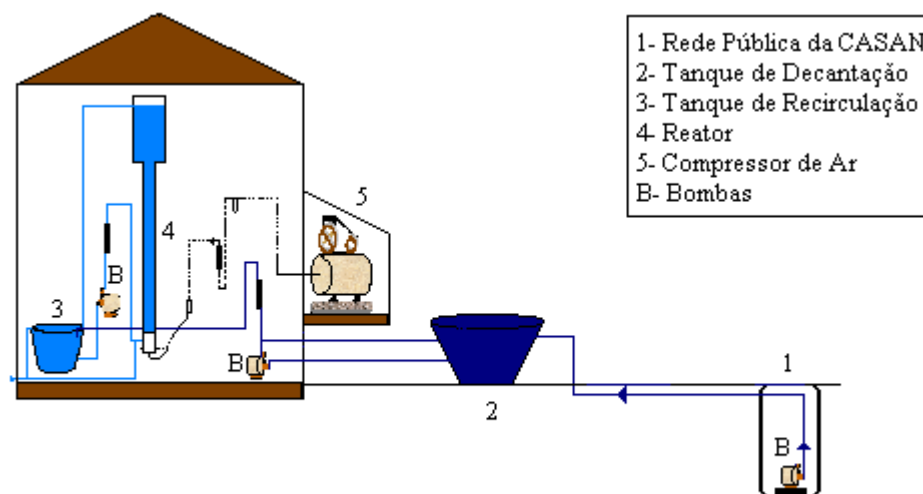


Figura 3.2. Esquema de tratamento utilizado na etapa 2.

3.3. REATOR DE LEITO FLUIDIZADO SEQUÊNCIAL EM BATELADA (RLFSB)

O reator piloto de leito fluidizado seqüencial em batelada, com fluxo ascendente, era constituído por uma coluna cilíndrica em acrílico transparente de 200 cm de altura e 9 cm de diâmetro interno, com volume de 12 L. Na parte inferior situava-se um dispositivo em PVC, com 23 cm de altura e 6 cm de diâmetro interno, com aberturas para a entrada do efluente líquido e do ar. Para a entrada de ar foi acoplado uma membrana de bolhas finas. A linha de ar comprimido era provida de filtro, válvula reguladora de pressão e rotâmetro para medição de vazão. Na sua parte superior situava-se a zona de tranquilização que permitia a separação das fases líquida e gasosa, constituída em acrílico transparente com altura de 50 cm e largura de 20 cm (volume de 16 L). Na saída do reator o efluente tratado seguia para o tanque de recirculação de 75 L, e deste para o reator novamente através de uma bomba centrífuga marca Scheneider, BC-98 SC ¼ CV Mono 60 Hz. O objetivo da recirculação era manter o suporte em fluidização. As Figuras 3.3. e 3.4. apresentam respectivamente, o esquema operacional e foto do RLFSB.

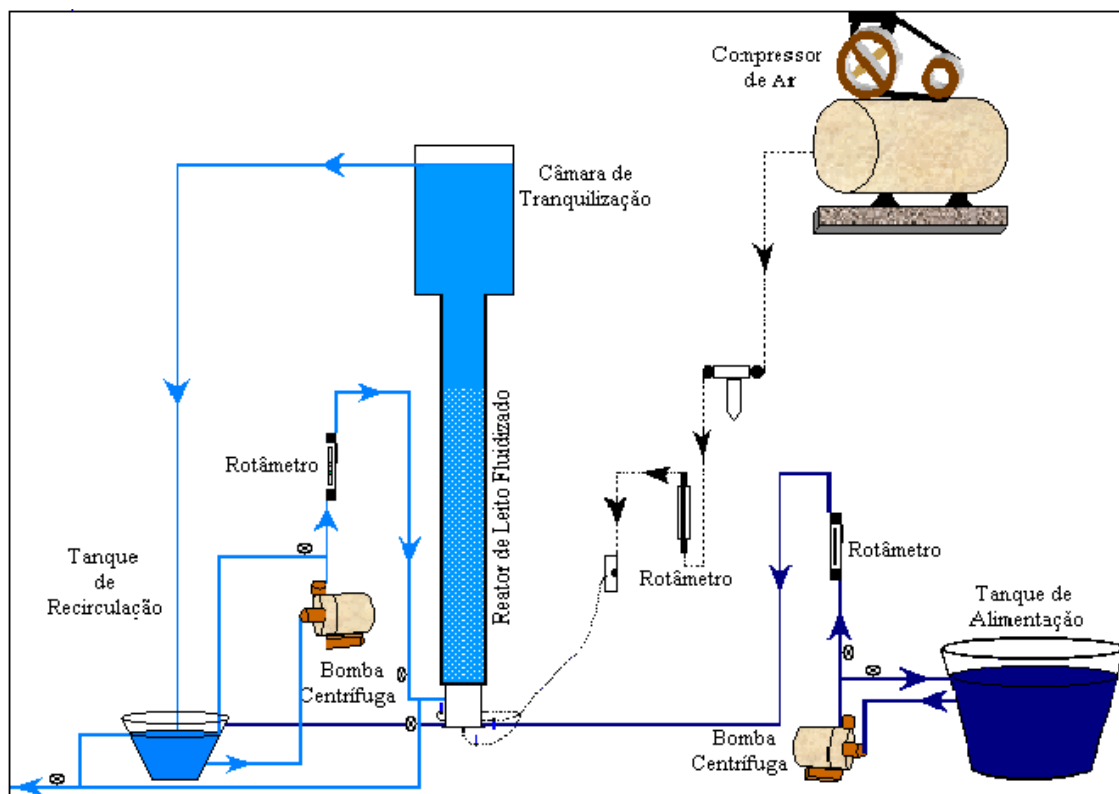


Figura 3.3. Esquema do reator de leito fluidizado seqüencial em batelada (RLFSB).



Figura 3.4. Foto do reator de leito fluidizado seqüencial em batelada (RLFSB).

3.4. MATERIAIS SUPORTE

Os materiais suporte receberam tratamento em sua superfície, com solução de ácido nítrico a 65%, para promover uma maior rugosidade e porosidade do material, conferir carga positiva, aumentar a área livre para acumulação do biofilme e melhorar a aderência do biofilme. O procedimento do tratamento superficial encontra-se no anexo I.

Para o estudo foram utilizados, o PET (Politereftalato de Vinila) reciclado e o PVC (Policloreto de Vinila), a fim de verificar seu desempenho como material suporte do reator e sua eficiência no tratamento. Os materiais foram fornecidos pelas empresas Arteplast (Itajaí/SC) e indústria Tigre (Joinville/SC). A Tabela 3.1. apresenta algumas características desses materiais.

Tabela 3.1. Características dos materiais suporte.

Etapas	Material Suporte	Densidade (Kg/m³)	Diâmetro médio (mm)
Etapa 1	PET	1322	2.53
Etapa 2	PVC	1329	4.02

3.5. INOCULAÇÃO E PARTIDA DO REATOR

Etapa 1:

- Preenchimento do reator com o material suporte PET até altura de 80 cm;
- Inoculação com lodo ativado proveniente do tanque de recirculação da ETE-Insular da CASAN, Florianópolis/SC;
- O inóculo foi mantido durante 2 horas com aeração de 120 L/h, em leito fixo, de modo a direcionar as bactérias à fixação do meio suporte;
- Entrada do esgoto até preenchimento total do reator, ficando num período de 2 horas só na recirculação;
- Após este período o reator ficou em regime contínuo com vazão de entrada em torno de 1,0 L/min e vazão de ar de 10 L/h;
- Durante 60 dias o reator permaneceu em fluxo contínuo com alimentação constante e monitoramento diário. Neste período foram realizados testes operacionais com tempos pré-fixados durante o dia para verificar o comportamento do reator em batelada, e a noite permanecia em fluxo contínuo. Após 60 dias, o reator permaneceu só em batelada obedecendo a um ciclo diário de 24 horas, com coleta apenas durante as primeiras 12 horas.

Etapa 2:

- Preenchimento do reator com o material suporte PVC até altura de 80 cm.
- Inoculação com lodo ativado proveniente do tanque de nitrificação da ETE-Canasvieiras, Florianópolis/SC;
- O inóculo foi mantido durante 1 hora com aeração de 120 L/h, em leito fixo, de modo a direcionar as bactérias à fixação do meio suporte;
- Entrada do esgoto até preenchimento total do reator, ficando num período de 1 dia só na recirculação;
- Após este período o reator ficou em regime contínuo com vazão de entrada em torno de 1,0 L/min e vazão de ar de 10 L/h;

- Durante 40 dias o reator permaneceu em fluxo contínuo com alimentação constante e monitoramento diário, com o propósito de desenvolver o biofilme no meio suporte. Após este período o reator efetuou dois ciclos diários de 12 horas.

Durante os ensaios, ocorreram vários problemas mecânicos e elétricos em todo o sistema piloto de tratamento. O problema maior foi com os ensaios na etapa 1, utilizando o PET como suporte, quando ocorreu a estratificação do leito, atingido uma altura de estratificação de 60 cm no leito fluidizado, arrastando o material suporte para fora do reator. Este arraste provocava o entupimento de bombas e da entrada do efluente no reator, diminuindo a fluidização do leito.

Outro problema verificado na etapa 1 foi que no sistema de tratamento utilizado (Figura 3.1), ocorria a mineralização da amônia no tanque séptico, aumentando consideravelmente a concentração de amônia afluente ao reator, e o tanque de equalização provocava muita aeração no esgoto afluente, degradando parcialmente o mesmo, e este entrava no reator com uma concentração de OD alta e com pouca matéria orgânica (DQO baixa).

3.6. OPERAÇÃO DO REATOR

Cada ciclo operacional foi composto por três fases distintas: enchimento, onde o esgoto era alimentado no reator; fase aeróbia (reação), ocorrendo a mistura do líquido, fluidização do leito e injeção de ar; e retirada, o efluente clarificado era removido. Parte do líquido com biomassa permanecia no reator até o começo do próximo ciclo. A duração de cada ciclo foi controlada por um tempo pré-fixado.

A Figura 3.5. mostra uma representação esquemática das seqüências de tratamento utilizadas na operação do reator.

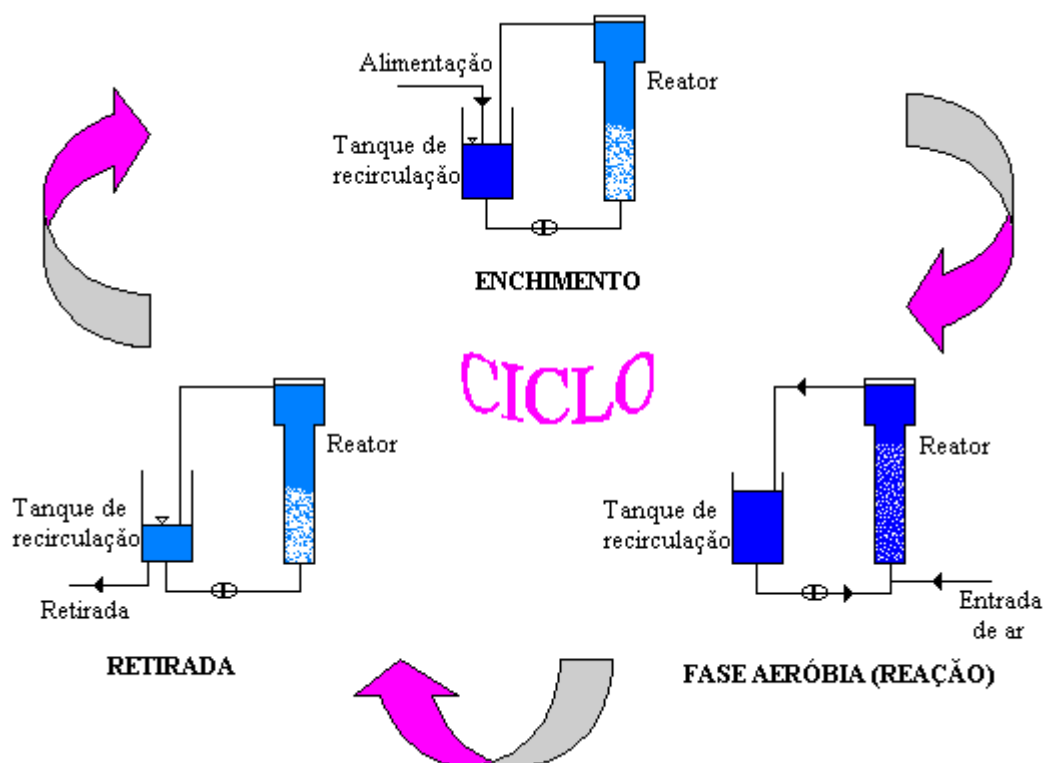


Figura 3.5. Esquema das etapas de tratamento utilizadas nos ensaios.

3.6.1. Etapa 1

Na etapa 1 o RLFSB foi submetido primeiramente a um teste preliminar, após um período de adaptação, e posteriormente partiu-se para testes com adição de bicarbonato de sódio.

3.6.1.1. Teste preliminar

- Enchimento (15 min.)- o volume de alimentação do reator era de 30%, correspondendo a 32 L do volume total do reator;
- Fase aeróbia (6h 40 min.)- ocorria a mistura do líquido, fluidização do leito e injeção de ar;
- Retirada (5 min.)- o descarte correspondia a 30% (32 L), do efluente clarificado.

3.6.1.2. Teste com adição de bicarbonato de sódio

- Enchimento (15 min.)- o volume de alimentação do reator era de 30%, correspondendo a 32 L do volume total do reator. Foi adicionado bicarbonato de sódio (NaHCO_3), cerca de 7.14 mg $\text{NaHCO}_3/\text{mg N-NH}_4^+$ oxidado, para que o processo de nitrificação não fosse limitado pela alcalinidade.
- Fase aeróbia (23h 40 min.)- ocorria a mistura do líquido, fluidização do leito e injeção de ar;
- Retirada (5 min.)- o descarte correspondia a 30% (32 L) do efluente clarificado.

A Tabela 3.2. apresenta um quadro resumo das atividades realizadas na etapa 1.

Tabela 3.2. Resumo das atividades desenvolvidas na etapa 1.

Etapas	Nº de ciclos	Enchimento (min)	Reação aeróbia (h)	Retirada (min)	Descarte (%)	Adição de bicarbonato de sódio (NaHCO_3)
Testes operacionais	1	15	6:40	5	30	Não
Adição de NaHCO_3	38	15	23:40	5	30	Sim

A cada ciclo eram coletadas amostras do esgoto bruto, licor misto (mistura no reator) e efluente final. Após as coletas as amostras eram preservadas e levadas ao LIMA, para análises de pH, OD, temperatura, ORP, DQO total e filtrada, amônia (N-NH_4^+), nitrito (N-NO_2^-), nitrato (N-NO_3^-), nitrogênio total (NTK) e sólidos suspensos (SS).

3.6.2. Etapa 2

Na segunda etapa o RLFSB operou com dois ciclos diários de 12 horas cada um, obedecendo a três estratégias diferentes.

3.6.2.1. Estratégia operacional 1

- Enchimento (15 min.)- o volume de alimentação do reator era de 30%, correspondendo a 32 L do volume total do reator;
- Fase aeróbia (11h 40 min.)- ocorria a mistura do líquido, fluidização do leito e injeção de ar;

- Retirada (5 min.)- o descarte correspondia a 30% (32 L), do efluente clarificado.

3.6.2.2. Estratégia operacional 2

- Enchimento (15 min.)- o volume de alimentação do reator era de 30%, correspondendo a 32 L do volume total do reator. Foi adicionado bicarbonato de sódio (NaHCO_3), cerca de 7.14 mg $\text{NaHCO}_3/\text{mg N-NH}_4^+$ oxidado, para que o processo de nitrificação não fosse limitado pela alcalinidade.
- Fase aeróbia (11h 40 min.)- ocorria a mistura do líquido, fluidização do leito e injeção de ar;
- Retirada (5 min.)- o descarte correspondia a 30% (32 L) do efluente clarificado.

3.6.2.3. Estratégia operacional 3

- Enchimento (15 min.)- o volume de alimentação do reator era de 60%, correspondendo a 64 L do volume total do reator. Foi adicionado bicarbonato de sódio (NaHCO_3), na relação de 7.14 mg NaHCO_3 por mg de N-NH_4^+ oxidado, para que o processo de nitrificação não fosse limitado pela alcalinidade.
- Fase aeróbia (11h 40 min.)- ocorria a mistura do líquido, fluidização do leito e injeção de ar;
- Retirada (5 min.)- o descarte correspondia a 60% (64 L), do efluente clarificado.

A Tabela 3.3. apresenta um quadro resumo das atividades realizadas na segunda etapa.

Tabela 3.3. Resumo das atividades desenvolvidas na etapa 2.

Estratégias Etapa 2	Nº de ciclos	Enchimento (min)	Reação aeróbia (h)	Retirada (min)	Descarte(%)	Adição de bicarbonato de sódio (NaHCO_3)
1	54	15	11:40	5	30	Não
2	18	15	11:40	5	30	Sim
3	28	15	11:40	5	60	Sim

A cada ciclo eram coletadas amostras do esgoto bruto, licor misto (mistura no reator) e efluente final, com início da batelada às 7:00 horas e término às 19:00 horas. Após as coletas

as amostras eram preservadas e levadas ao LIMA, onde eram realizadas as análises de pH, OD, temperatura, ORP, DQO total e filtrada, amônia (N-NH_4^+), nitrito (N-NO_2^-), nitrato (N-NO_3^-), alcalinidade total, proteínas aderidas e suspensas (PNA e PNS), sólidos suspensos (SS) e fósforo total (FT).

3.7. TÉCNICAS ANALÍTICAS

A Tabela 3.4. mostra os parâmetros monitorados e frequência de amostragem ao longo dos ciclos no RLFSB.

Tabela 3.4. Parâmetros monitorados e frequência de amostragem no ciclo.

Parâmetro	Unidade	Frequência de amostragem no ciclo
pH	-	Enchimento, e a cada 10 minutos
OD	mg/L	Enchimento, e a cada 10 minutos
Potencial redox (ORP)	mV	Enchimento, e a cada 10 minutos
Temperatura	°C	Enchimento, e a cada 10 minutos
DQO	mg/L	Enchimento; 15 min. após o início do ciclo (licor misto); 30 min. durante as primeiras 2 horas e o restante do ciclo de 1 em 1 hora/duplicata
Nitrogênio amoniacal	mg N-NH_4^+ /L	Idem/duplicata
Nitrito	mg N-NO_2^- /L	Idem/duplicata
Nitrato	mg N-NO_3^- /L	Idem/duplicata
Alcalinidade	mg CaCO_3 /L	Enchimento e a cada 1 hora /única
Nitrogênio total (NTK)	mg/L	Enchimento e a cada 1 hora/única
Fósforo total	mg/L	Enchimento e a cada 1 hora/duplicata
Sólidos suspensos (SS)	mg/L	A cada 1 hora /única
Proteínas aderidas/suspensas	mg/g suporte/mg/L	Início e final dos ciclos/duplicata
Microscopia ótica	-	3 x por semana/única
Microscopia eletrônica	-	2 x (etapa 1), 2 x por semana (etapa 2)/única

Os seguintes procedimentos analíticos foram adotados:

- **pH; Oxigênio Dissolvido - OD (mg/L); Temperatura - T (°C); Potencial Redox - ORP (mV):** foram medidos através de sonda multi-parâmetros marca YSI 6920.
- **Demanda Química de Oxigênio - DQO (mg/L):** a determinação da DQO_T (DQO total) e DQO_F (DQO filtrada) foi realizada pelo método colorimétrico em refluxo fechado, descrito no “Standard Methods” (APHA, 1998), e sua leitura em espectrofotômetro marca HACH DR/4000. Para as amostras de DQO_F , foram utilizados papéis filtro marca

Whatmann 40 com diâmetro dos poros de 125 mm. As amostras eram preservadas com ácido sulfúrico, mantendo o $\text{pH} \leq 2$, e mantidas sob refrigeração para posterior análise.

- **Nitrogênio Amônia - N-NH_4^+ (mg/L):** a determinação do nitrogênio amônia foi realizada pelo método colorimétrico de Nessler, descrito no “Standard Methods” APHA (1998), e a leitura em espectrofotômetro, marca VARIAN, modelo Cary 1E - UV - Visible. As amostras que não eram analisadas imediatamente eram congeladas a fim de manter suas propriedades.
- **Nitrogênio Nítrico - N-NO_2^- (mg/L):** o nitrogênio nítrico (nitrito), foi determinado pelo método colorimétrico da alfa-naftilamina, descrito no “Standard Methods” (APHA, 1998), e a leitura em espectrofotômetro, marca VARIAN, modelo Cary 1E - UV - Visible. As amostras que não eram analisadas imediatamente eram congeladas a fim de manter suas propriedades.
- **Nitrogênio Nitrato - N-NO_3^- (mg/L):** para altas concentrações (etapa 1), o nitrato foi determinado pelo método colorimétrico do ácido salicílico; na segunda etapa, onde a concentração de nitrato foi menor, sua determinação foi realizada através do método colorimétrico da brucina; as leituras foram realizadas em espectrofotômetro, marca VARIAN, modelo Cary 1E - UV - Visible. Nas duas etapas, as amostras que não eram analisadas imediatamente, eram congeladas a fim de manter suas propriedades.
- **Sólidos Suspensos - SS (mg/L):** foram determinados através de filtração a vácuo em filtro de membrana de acetato de celulose (0,45 μm) e posterior pesagem do filtro com o resíduo seco em estufa a 103 a 105°C, seguindo o recomendado pelo Standard Methods, (APHA, 1998).
- **Nitrogênio Orgânico Total - NTK (mg/L):** determinado por digestão em meio fortemente ácido em uma temperatura elevada. A amostra digerida é redissolvida em água destilada, e alcalinizada para em seguida passar por destilação com arraste da amônia e titulação com ácido sulfúrico 0,02 N. O equipamento utilizado para a análise foi o de marca VELP - modelo Scientific UDK 130 A. Foram coletadas amostras para o nitrogênio total somente em alguns ciclos da etapa 1, logo após ocorreu problemas com o equipamento utilizado para a análise, não sendo mais possível sua utilização.
- **Fósforo Total - P_T (mg/L):** o fósforo total foi determinado pelo método colorimétrico do ácido vanadomolibdofosfórico. A leitura foi realizada em espectrofotômetro, marca VARIAN, modelo Cary 1E - UV - Visible. Foram coletadas amostra para o fósforo

somente na etapa 2. As amostras eram imediatamente analisadas para não perder suas propriedades.

- **Alcalinidade Total (mg/L de CaCO_3):** determinada por titulação através do indicador alaranjado de metila, somente na etapa 2.
- **Proteínas Suspensas e Aderidas- PN_S e PN_A (mg/L):** as proteínas suspensas no meio líquido e as proteínas aderidas ao meio suporte, foram determinadas de acordo com o método de LOWRY et al., (1951). A leitura foi realizada em espectrofotômetro, marca VARIAN, modelo Cary 1E - UV - Visible. Foram realizadas análises apenas na etapa 2. As amostras eram congeladas de modo a não perder suas propriedades. O procedimento de análise está descrito no anexo 1.

3.8. MICROSCOPIA

3.8.1 Microscopia Ótica

Utilizou-se o microscópio binocular da OLYMPUS, modelo BX 40, para verificar a morfologia dos microrganismos constituintes da fase líquida no interior do reator e do biofilme aderido ao suporte.

3.8.2 Microscopia Eletrônica

As partículas eram submersas em solução de formaldeído a 10%, 25%, 50%, 75% e 100% gradativamente para não haver problema de destruição do biofilme, e após recebiam banho de ouro antes de ir para a observação no microscópio. Foi utilizado o microscópio eletrônico de varredura (MEV) marca Phillips XL 30 - Microsonda, do Laboratório de Materiais do Departamento de Engenharia Mecânica da UFSC, para verificação da estrutura do biofilme.

3.9. CÁLCULOS

3.9.1. Eficiência de Remoção (E)

A eficiência de remoção foi calculada de acordo com a equação 3.1. para todos os parâmetros, com exceção da DQO, quando foi considerada a diferença entre DQO bruta afluente e DQO filtrada efluente (eficiência filtrada), conforme recomendado por ARANTES et al. (2000), VIEIRA et al. (2000), KATO et al. (2001) e MARTINS (2003).

$$E = \frac{(S_o - S_s)}{S_o} \times 100 \quad (3.1)$$

Onde:

E= Eficiência de remoção (%)

S_o= Concentração na entrada do reator (mg/L)

S_s= Concentração na saída do reator (mg/L)

3.9.2. Parâmetros operacionais do RLFSB (ARTAN et al., 2002)

1) Vazão (Q)

$$Q = m \cdot V_E \quad (3.2)$$

Onde:

Q= Vazão (m³/dia)

m= Número de ciclos possíveis por dia

V_E= Volume de enchimento (m³)

2) Tempo de retenção hidráulica (TRH)

$$TRH = \frac{(1 + V_o)}{V_E} \cdot T_c \quad (3.3)$$

Onde:

TRH= Tempo de retenção hidráulica (horas)

V_o = Volume estacionário (m^3) - volume que permanece no reator após a retirada do efluente tratado

V_E = Volume de enchimento (m^3)

T_c = Tempo total do ciclo (horas)

3) Carga orgânica aplicada (COV)

$$COV = \frac{(S_o \cdot Q)}{1000 \cdot V_T} \quad (3.4)$$

Onde:

COV= Carga orgânica volumétrica aplicada (Kg DQO_F/m³.dia)

S_o = Concentração de DQO (filtrada) na entrada do reator (mg/L)

Q = Vazão (m³/dia)

V_T = Volume total do reator (m³)

4) Carga de nitrogênio aplicada (CNV)

$$CNV = \frac{(S_o \cdot Q)}{1000 \cdot V_T} \quad (3.5)$$

Onde:

CNV= Carga de nitrogênio aplicada (Kg N-NH₄/ m³.dia)

S_o = Concentração de N-NH₄ na entrada do reator (mg/L)

Q = Vazão (m³/dia)

V_T = Volume total do reator (m³)

3.9.3. Massa de bicarbonato de sódio (NaHCO₃)

$$M_{NT} = C_{NR} \cdot V_T + C_{NA} \cdot V_E \quad (3.6)$$

Onde:

M_{NT} = Massa de N-NH₄ total no reator (mg)

C_{NR} = Concentração de N-NH₄ no volume estacionário (mg/L)

V_T = Volume total do reator (L)

C_{NA} = Concentração de N-NH₄ afluyente (mg/L)

V_E = Volume de enchimento (L)

Para o cálculo da massa de bicarbonato de sódio, considerou-se a relação recomendada por COOPER et al., 1996 citado por SEZERINO (2002), onde 7,14 mg CaCO₃ neutraliza 1 mg N-NH₄.

3.9.4. Cálculo do balanço de massa para os compostos de nitrogênio

$$P = CE_{NH4} + CE_{NO2} + CE_{NO3} - (CS_{NH4} + CS_{NO2} + CS_{NO3}) \quad (3.7)$$

Onde:

CE_{NH4} = Concentração de amônia na entrada do ciclo (mg/L)

CE_{NO2} = Concentração de nitrito na entrada do ciclo (mg/L)

CE_{NO3} = Concentração de nitrato na entrada do ciclo (mg/L)

CS_{NH4} = Concentração de amônia na saída do ciclo (mg/L)

CS_{NO2} = Concentração de nitrito na saída do ciclo (mg/L)

CS_{NO3} = Concentração de nitrato na saída do ciclo (mg/L)

P = Perdas no processo (mg/L)

4.0. RESULTADOS E DISCUSSÕES

4.1. CARACTERIZAÇÃO DO ESGOTO URBANO

A Tabela 4.1. apresenta os valores médios e desvio padrão dos parâmetros analisados para caracterização do esgoto urbano bruto, antes de chegar aos reservatórios dos sistemas de tratamento utilizados nas etapas 1 e 2. As coletas foram realizadas nos meses de agosto/03 a janeiro/04.

Tabela 4.1. Caracterização do esgoto urbano (n=8) (*n=3).

Parâmetros	Valores médios
pH	7,1 ± 0,3
Temperatura (°C)	22,2 ± 3,9
Oxigênio Dissolvido (mg O ₂ /L)	1,1 ± 0,5
DQO _T (mg/L)	582 ± 228
DQO _F (mg/L)	337,5 ± 25,2
Amônia (mg N-NH ₄ /L)	40,6 ± 5,1
Nitrito (mg N-NO ₂ /L)	0,0 ± 0,0
Nitrato (mg N-NO ₃ /L)	0,2 ± 0,07
NTK (mg/L)	57,9 ± 2,9 *
Fósforo total (mg P _T /L)	15,7 ± 2,7
Proteína suspensa (mg PN/L)	66,6 ± 10,5
Alcalinidade (mg/L CaCO ₃)	306,1 ± 20,4
DBO ₅ (mg/L)	326,8 ± 60,1
Sólidos Totais (mg/L)	593,1 ± 398,9
Sólidos sedimentáveis (mL/L)	3,3 ± 1,0

Por se tratar de esgoto urbano residencial, em sua composição predomina o despejo doméstico, uma parcela de águas pluviais e águas de infiltração.

Os valores apresentados na Tabela 4.1. indicam que o esgoto utilizado nos experimentos tem características de esgoto urbano de média concentração segundo METCALF & EDDY (1991), estando menos concentrado que o esgoto bruto típico, para as condições climáticas brasileiras apresentado por JORDÃO e PESSOA (1995), em termos de amônia (50 mg N-NH₄/L) e fósforo total (20 mg P_T/L).

A temperatura variou entre 16,25°C e 25,86°C, estando dentro da faixa ótima para o desenvolvimento dos organismos heterotróficos e abaixo do ótimo recomendado para os organismos nitrificantes: 35°C para *nitrosomonas* sp (BUSWELL et al., 1954), e 35°C a 42°C para *nitrobacter* sp (DEPPE & ENGEL, 1960; LAUDELOUT & VAN TICHELEB, 1960).

Os valores médios de pH estiveram fora da faixa de 7,5 a 8,0, considerada ótima para o crescimento e o bom desempenho das nitrificantes (GREEN & HARDY, 1985, citados por COOPER & WILLIAMS, 1990).

A relação DQO_F/N assimilável foi de 8,3/1, abaixo dos valores recomendados por GOEL & GAUDI (1969) citados por ROQUES (1980) de 35/1. A razão DQO_T/P_T foi de 36, abaixo do recomendado por RUSSEL et al., (1993) citados em THAYALAKUMARAN et al., (2003), para os quais esta relação deve ser igual a 46, para que ocorra uma efetiva remoção biológica de fósforo.

A relação DBO_5/DQO_T de 0,56, indica boa biodegradabilidade do esgoto (METCALF & EDDY, 1991).

4.2. RESULTADOS DA ETAPA 1 - USO DO PET

4.2.1. Teste preliminar

As Figuras 4.1. a 4.3. apresentam os resultados obtidos no teste preliminar, ciclo com 7 horas de duração. As tabelas com todos os resultados estão apresentadas no apêndice A.

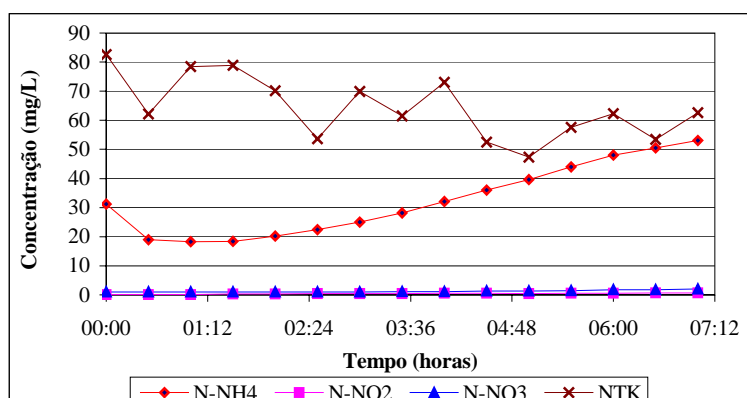


Figura 4.1. Resultados da amônia, nitrito, nitrato e nitrogênio total.

A Figura 4.1. mostra que a concentração de amônia sofre uma pequena queda no início do ciclo, mas após 2 horas ela aumentou consideravelmente, passando de 20 mg N-NH₄/L

para 52 mg N-NH₄/L no final do ciclo. Os resultados referentes a nitritos e nitratos confirmam que não houve nenhuma nitrificação no RLFSB. Na curva da concentração de nitrogênio total se observa vários pontos oscilatórios chegando ao final do ciclo com uma pequena redução na sua concentração e uma eficiência de remoção de 24%, variando de 82,54 mg/L até 62,61 mg/L.

Em relação a DQO, verifica-se através da Figura 4.2. que houve um abatimento desta nos primeiros 30 minutos do ciclo, com redução de 361 mg/L por 132 mg/L, em parte, devido à diluição com o efluente remanescente no reator e também ao processo de tratamento biológico. A eficiência média de remoção da matéria orgânica foi de 78%, indicando uma boa degradação da matéria orgânica. Barbosa (2004), utilizou esgoto de restaurante em RLFSB e PET como material suporte, em ciclos aeróbios de 6 horas, alcançou eficiência de remoção de matéria orgânica (DQO_F) próxima a 60% na primeira hora do ciclo, mantendo-se neste patamar ao longo de todo o ciclo. Martins et al. (2003), observaram remoção de DQO de 71% em reator de leito fluidizado trifásico em fluxo contínuo, com TRH de 25 minutos.

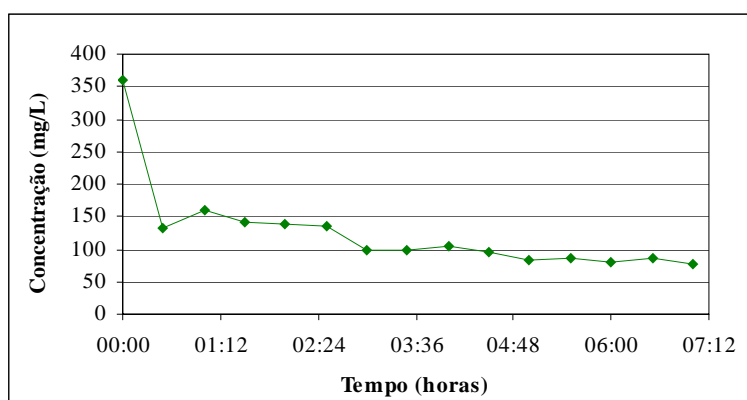


Figura 4.2. Concentrações de DQO ao longo do ciclo.

O pH apresentou-se em torno de 7,2 ao longo do ciclo, estando um pouco abaixo da faixa ideal que seria entre 7,5 e 8,0, apresentada por Green & Hardy (1985) citados por COOPER & WILLIAMS (1990).

A concentração de oxigênio dissolvido no início do ciclo era baixa, após uma hora de operação assumia valores estáveis, próximo a 4,5 mg/L, se mantendo dentro de valores ótimos de operação, indicando que o oxigênio dissolvido não seria um fator limitante para o bom desempenho da nitrificação.

No início do ciclo a temperatura foi registrada em torno de 20°C, sofrendo um aumento ao longo do ciclo, chegando próximo a 30°C no final deste.

O ORP estava com valores negativos no início da batelada na faixa de -150 a -200 mV, passou a valores positivos gradativamente e no final da batelada estava entre 0 e 50 mV.

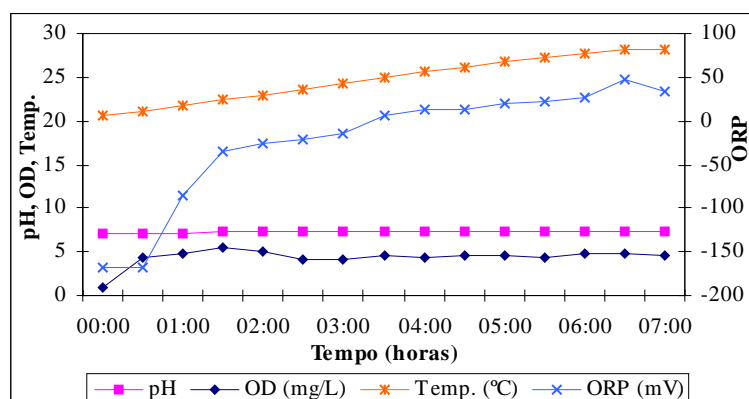


Figura 4.3. Resultados de pH, OD, temperatura e ORP.

Os resultados obtidos no teste preliminar apontaram alguns indicativos para o bom funcionamento do sistema de tratamento:

- aumento no pH para dentro da faixa de 7,5 a 8,0, ideal para a nitrificação;
- manter o reator em sistema de batelada no período noturno, visando otimizar o crescimento das bactérias autotróficas nitrificantes.

4.2.2. Testes com adição de bicarbonato de sódio

Nesta fase foram realizados ciclos aeróbios de 24 horas, com coleta apenas durante as primeiras 12 horas e com adição de bicarbonato de sódio (NaHCO_3). O volume de retirada foi de 32 L, correspondendo a 30% do volume total do reator, sendo realizado um total de 38 ciclos. As tabelas com os resultados dos ciclos onde foram realizadas coletas são apresentadas no apêndice B.

A Figura 4.4. apresenta os valores obtidos para as eficiências de remoção da amônia e remoção carbonácea (DQO) ao longo dos ciclos, calculadas de acordo com o item 3.9.1.

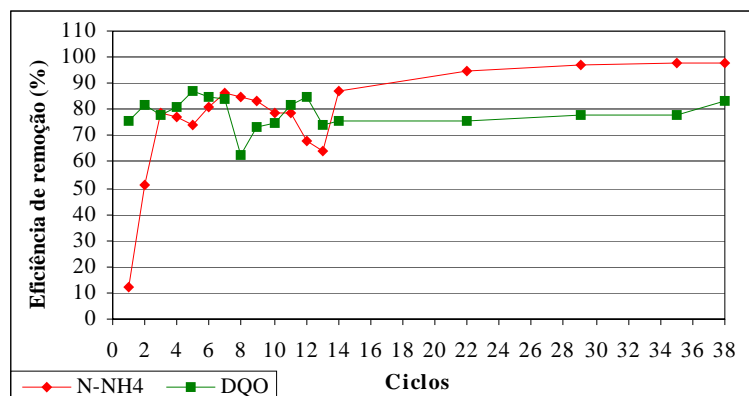


Figura 4.4. Evolução da eficiência de remoção da amônia e DQO.

Verifica-se pela Figura 4.4. que a eficiência de remoção da amônia nos primeiros ciclos (1 a 8) aumenta gradativamente, mostrando que o reator está se adaptando ao processo de nitrificação. Do ciclo 9 até o ciclo 13, a eficiência de remoção da amônia sofre uma pequena queda, isto se deve ao fato da tentativa de diminuir gradativamente a massa total de bicarbonato necessária. A medida em que se diminuía a massa de bicarbonato nestes ciclos, ciclo 9 (50% da massa total), ciclo 10 (40% da massa total), ciclo 11 (20% da massa total), ciclo 12 (10% da massa total), ciclo 13 (sem adição da massa total de bicarbonato), a eficiência de remoção também decrescia. A partir do ciclo 14 com adição da massa total de bicarbonato a eficiência de remoção da amônia voltou a aumentar gradativamente, alcançando valores em torno de 98% nos ciclos finais.

A eficiência de remoção carbonácea (DQO) se mantém praticamente constante, em torno de 79%, com exceção do ciclo 8 onde ocorreu uma pequena diminuição (63%). Neste ciclo a concentração de DQO afluente se apresentava abaixo (214 mg/L) das concentrações obtidas nos demais ciclos (310 mg/L). Em média o desempenho do reator ficou próximo ao obtido por Cybis et al. (2003), os quais, tratando esgoto doméstico com DQO baixa (257 mg/L) em reator seqüencial em batelada, alcançaram eficiência de remoção de matéria orgânica de 76%.

Foram determinados perfis temporais nos ciclos 7 e 38, para os parâmetros amônia, nitrito, nitrato, NTK, DQO, pH, OD, temperatura, ORP e sólidos suspensos (este último foi monitorado somente para o ciclo 38), durante as primeiras 12 horas do ciclo, cujos resultados estão apresentados nas Figuras 4.5. a 4.9.

A Figura 4.5. apresenta os resultados obtidos nos ciclos 7 e 38, referentes as concentrações de amônia e nitrogênio total.

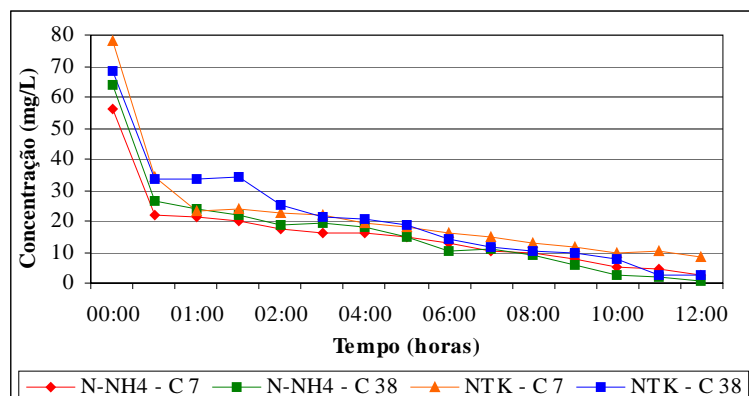


Figura 4.5. Concentrações de amônia e NTK ao longo dos ciclos 7 e 38.

As concentrações de amônia e NTK mostram que o esgoto afluente apresentou-se com altas concentrações antes de entrar no reator, porém, na caracterização do esgoto bruto (item 4.1) as médias das concentrações desses parâmetros foram menores. A explicação para estas altas concentrações seria a ocorrência da mineralização da amônia no tanque séptico (Figura 4.1), pois de todo esgoto que era enviado para este tanque, parte seguia para o reator e o restante permanecia ali até o próximo ciclo, sem descarga para troca do esgoto.

Ao longo do ciclo observa-se que as concentrações de amônia e de NTK decrescem bruscamente nos primeiros 30 minutos, devido à diluição com o efluente remanescente no reator, e no restante do tempo as concentrações decrescem gradativamente, mostrando que o processo de nitrificação está acontecendo. A relação média de $DQO_F/N_{\text{assimilável}}$ foi de 5/1 para o ciclo 7 e 2,8/1 para o ciclo 38, abaixo dos valores recomendados de 35/1 para o tratamento biológico segundo Goel & Gaudi (1969) citados por ROQUES (1980).

Pode-se observar na Figura 4.6., onde se apresentam os perfis temporais das concentrações de nitrito e nitrato ao longo dos ciclos 7 e 38, que a concentração de nitrito obteve um comportamento semelhante nos dois ciclos até 9:00 horas, a partir daí no ciclo 7 houve um decréscimo chegando quase a zero. A concentração de nitrato que foi variável no ciclo 7 obteve um aumento gradativo no ciclo 38. Comparando os valores das Figuras 4.5. e 4.6. verifica-se que no ciclo 38, quando a eficiência da nitrificação alcançou 99%, quase toda amônia foi convertida a nitrato, similar aos resultados obtidos por KATSOGIANNIS et al., (2002).

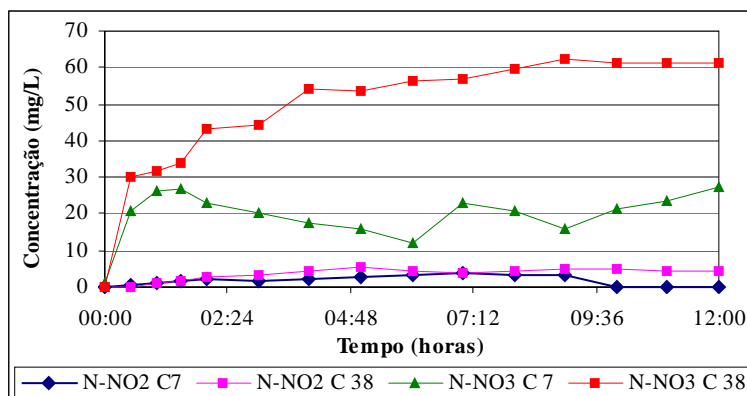


Figura 4.6. Concentrações de nitrito e nitrato ao longo dos ciclos 7 e 38.

A Figura 4.7. apresenta o comportamento da DQO ao longo dos dois ciclos. Observa-se que ocorre queda brusca da DQO nos primeiros 30 minutos, devido à diluição do esgoto afluente com o esgoto remanescente no reator e tratamento biológico efetuado pelos organismos heterotróficos presentes no reator, como já observado no teste preliminar. A eficiência de remoção para os ciclos 7 e 38 foi de 84% e 83%, respectivamente, embora a DQO afluente do ciclo 7 tenha sido quase duas vezes superior a do ciclo 38.

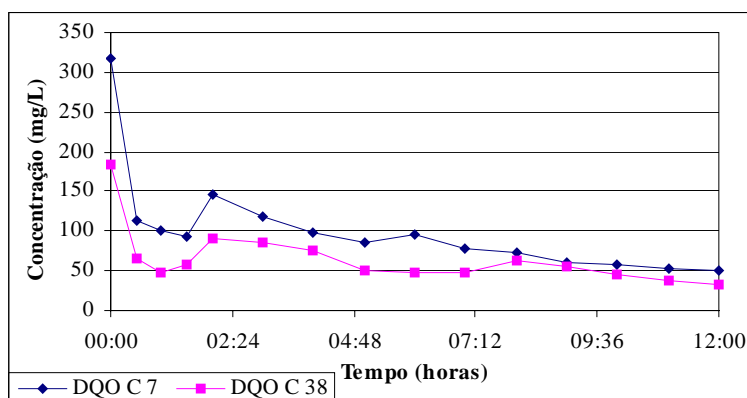


Figura 4.7. Evolução da DQO ao longo dos ciclos 7 e 38.

As Figuras 4.8. e 4.9. apresentam os perfis temporais para o pH, OD, temperatura e ORP nos ciclos 7 e 38, respectivamente. O início do ciclo acontecia às 7:00 horas da manhã, e neste período a temperatura registrada estava em torno de 21 °C durante o ciclo 7 e 17°C durante o ciclo 38, aumentando gradativamente durante as bateladas, chegando a valores próximos dos 30°C no final dessas.

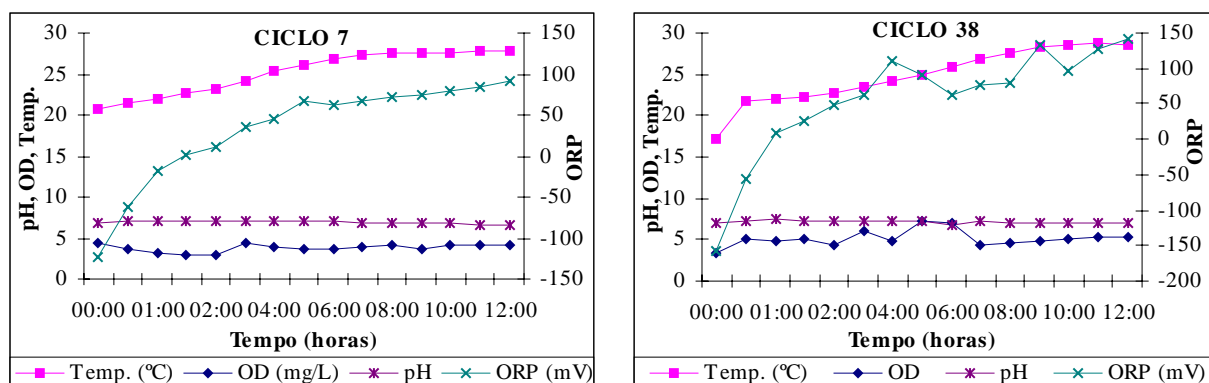


Figura 4.8. e 4.9. Perfis temporais dos parâmetros pH, OD, temperatura e ORP ao longo dos ciclos 7 e 38.

O pH afluente apresentou valores na faixa de 6,5 a 7,0 em ambos os ciclos. Com a adição do bicarbonato de sódio, o pH aumentou no início da batelada chegando a valores até 7,2 no ciclo 7, e 7,4 no ciclo 38, formando um tampão favorecendo o processo de nitrificação. Embora, fora da faixa ótima (7,5 a 8,0), houve excelente nitrificação, principalmente no ciclo 38. Para Metcalf & Eddy (1991) o pH não deve ser inferior a 7,0 sob pena de inibir o processo de nitrificação

O oxigênio dissolvido, no ciclo 7, teve uma pequena queda nas primeiras 3 horas da batelada, indicando que a matéria orgânica está sendo consumida pelos microrganismos, a partir daí os valores permanecem na faixa de 4,0 a 5,0 mg O₂/L, indicando que o oxigênio dissolvido não seria um fator limitante para o bom desempenho da nitrificação. No ciclo 38 ocorre o mesmo, mas com um ligeiro aumento da sua concentração ao final das 3 horas.

O ORP que apresentava valores negativos no início das bateladas (-150 a -200 mV), chegou a valores positivos entre 1 e 2 horas de funcionamento do ciclo.

Os valores de sólidos suspensos totais obtidos no ciclo 38 (Figura 4.10), apresentam-se com picos no decorrer do ciclo, provavelmente decorrente de perdas do biofilme, devido ao fato de ter ocorrido a estratificação do leito, fato esse também verificado por Barbosa (2004), tratando esgoto de restaurante em RLFSB, utilizando o PET como suporte.

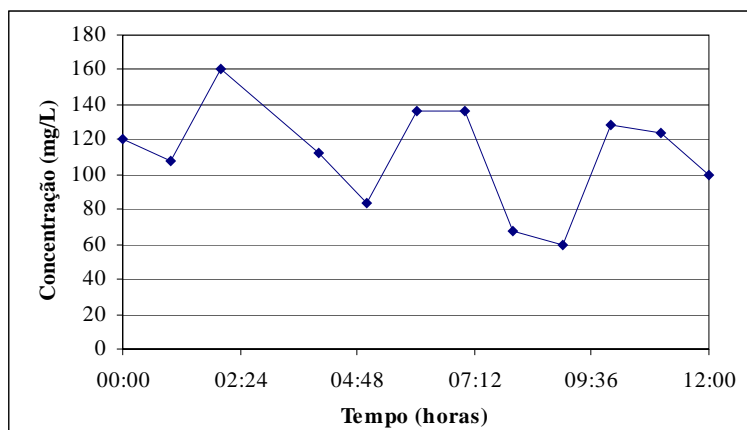


Figura 4.10. Concentração de sólidos suspensos totais no ciclo 38.

4.2.3. Estratificação do leito de biopartículas

Durante a realização do teste preliminar ocorreu a estratificação na parte superior do leito de biopartículas, compreendendo um total de 50 cm de leito fluidizado. O material suporte densamente colonizado foi arrastado do reator, o que causou a diminuição de altura do leito e entupimento de bombas e canalizações do sistema de tratamento. Foram recolocadas novas partículas, até a altura de 0,80 cm, como no início do teste.

Na segunda etapa, com a utilização de bicarbonato de sódio (NaHCO_3), observou-se a partir do ciclo 13 que o leito começou a estratificar. O processo evoluiu nos ciclos seguintes, chegando no ciclo 15 a ter uma camada de leito estratificado de 20 cm sem fluidização e 60 cm com fluidização. No ciclo 22, o PET estratificado (com biofilme espesso) foi arrastado do interior do reator, devido a redução de sua densidade, ao mesmo tempo houve o desprendimento do biofilme, causando o acúmulo de muitos sólidos, sendo necessário fazer uma limpeza de todo o sistema (reator e tanque de recirculação).

Nas Figuras 4.11. e 4.12. observa-se nitidamente como a estratificação se apresentava no leito (ciclo 15). No período em que houve a estratificação as concentrações de OD eram sempre superiores a 2,0 mg/L no início dos ciclos, chegando a valores próximos de 7,0 mg/L no final dos ciclos, mostrando que a falta de oxigênio dissolvido não seria a causa deste fenômeno. A observação feita foi que, devido a não uniformidade do tamanho das partículas suporte, as partículas menores permaneciam na parte superior do leito fluidizado, causando menos atrito entre as mesmas, e cisalhamento do biofilme com o líquido e o ar, promovendo um excesso de microrganismos agregados ao material suporte. Outra provável causa se deve a

longa duração dos ciclos (24 horas), uma vez que após 12 horas de funcionamento da batelada toda DQO e amônia já haviam sido praticamente consumidas, havendo, portanto falta de alimento para os microrganismos do biofilme, os quais tenderiam a entrar na fase final de crescimento com desprendimento das partículas, onde as forças de atrito e cisalhamento eram maiores (parte inferior do leito) com conseqüente aumento da turbidez do meio líquido e estratificação da parte superior do leito.



Figuras 4.11. e 4.12. Estratificação do leito (PET).

O fenômeno de estratificação do leito de biopartículas tem sido observado por diversos autores, sendo as causas prováveis: desequilíbrio na oferta de nutrientes principalmente o fósforo, com aparecimento de fungos predominando sobre os outros microrganismos que formam o biofilme (HENDRICKX et al., 2002; MARTINS, 2003), ou devido às condições físicas (OD e temperatura) de funcionamento do reator (BARBOSA, 2004).

4.2.4. Discussão geral - Etapa 1 - PET

A Tabela 4.2. apresenta um resumo das condições operacionais da etapa 1, estabelecidas (T_c) e calculadas (TRH , nº de ciclos por dia e vazão), cargas aplicadas e concentrações médias de amônia e DQO_F no início e fim dos ciclos.

Tabela 4.2. Resumo das condições experimentais etapa 1.

Ciclo	Tempo total dos ciclos (T_c)	TRH (horas)	Nº de ciclos por dia	Vazão (m^3/d)	COV média aplicada ($Kg DQO_F/m^3.d$)	CNV média aplicada ($Kg N-NH_4 /m^3.d$)	N-NH ₄ média final do ciclo (mg/L)	DQO _F média final do ciclo (mg/L)
Teste Prelim.	7 horas	22,53	3,4	0,109	0,17	0,033	42,73	78
Adição NaHCO ₃	24 horas	77,25	1	0,032	0,068	0,017	11,91*	57*

* Valores referentes ao final de 12 horas de ciclo.

O tratamento do esgoto urbano foi estudado no RLFSB, com ciclos aeróbios cujos tempos variaram em 7 horas no teste preliminar e 12 horas nos testes com adição de bicarbonato, através de diferentes condições operacionais; TRH entre 22,53 e 77,25 horas; COV entre 0,068 e 0,17 $Kg DQO_F/m^3.d$ e CNV entre 0,017 e 0,033 $Kg N-NH_4 /m^3.d$. Para Katsogiannis et al. (2002), o tempo de duração de cada etapa do ciclo tem considerável influência no desempenho do reator, sendo considerada uma das variáveis mais importantes de dimensionamento.

O reator mostrou-se eficaz na remoção de compostos do nitrogênio apenas nos testes com adição de bicarbonato de sódio, alcançando uma eficiência média de remoção de amônia de 98%, apresentando uma concentração média final de 11,91 mg/L. A eficiência de remoção de DQO_F foi em média 78,5%, com DQO_F residual média inferior a 78 mg/L no final dos ciclos.

4.3. RESULTADOS DA ETAPA 2 - USO DO PVC

4.3.1. Estratégia operacional 1

Nesta estratégia operacional foram realizados 54 ciclos com duração de 12 horas cada um, sem adição de bicarbonato de sódio (NaHCO_3). O volume de retirada/enchimento foi de 32 L, correspondendo a 30% do volume total do reator. As tabelas com todos os resultados dos ciclos referentes a esta estratégia estão apresentadas no apêndice C.

A Figura 4.13. apresenta os valores obtidos para as eficiências de remoção da amônia e remoção carbonácea (DQO) ao longo dos ciclos, calculadas de acordo com o item 3.9.1. Observa-se que o RLFSB nos primeiros ciclos não estava adaptado para processo de nitrificação, não havendo nenhuma eficiência em relação à remoção de amônia. Do ciclo 15 até o ciclo 32, o RLFSB manteve um comportamento estável, com eficiência média de remoção de amônia próxima a 80%. A partir do ciclo 33 verifica-se que o reator possui um comportamento diferente, alcançando até o ciclo 54 uma eficiência média de remoção de amônia de 91%. Em relação à remoção carbonácea, o RLFSB teve um comportamento praticamente constante, com eficiência média de remoção de 74% (mín. 68% e máx. 79%).

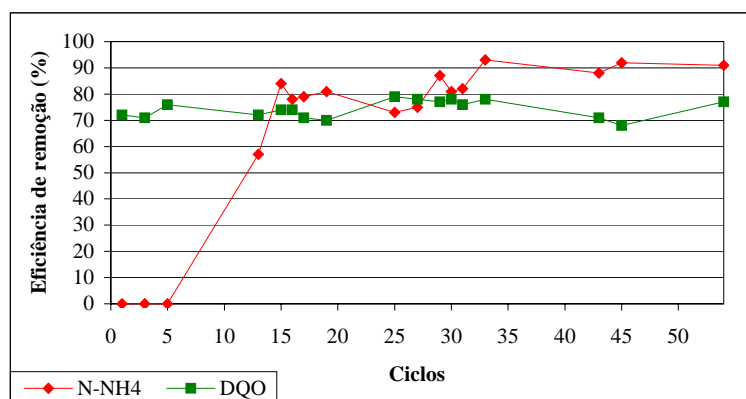


Figura 4.13. Evolução da eficiência de remoção da amônia e DQO.

A Figura 4.14. mostra os valores da DQO_T no enchimento e DQO_F no final dos ciclos monitorados.

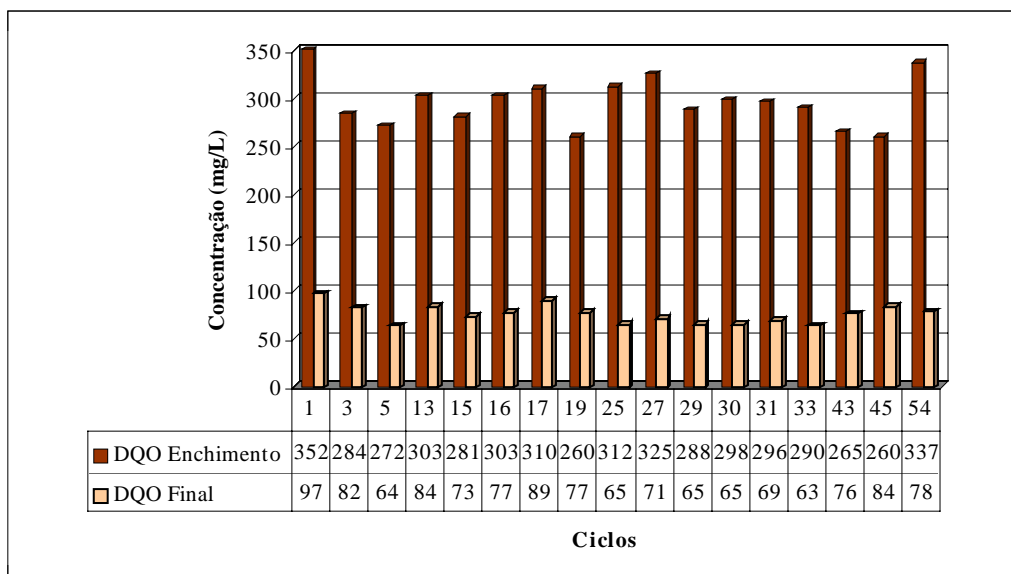


Figura 4.14. Resultados DQO_T afluyente e DQO_F residual no final dos ciclos monitorados.

Os valores da DQO_T afluyente variaram entre 260 e 360 mg/L devido à instabilidade do esgoto urbano. A qualidade do efluente final em termos de remoção do DQO foi satisfatória, embora operando com concentrações afluentes diferentes, o desempenho do reator pode ser considerado muito bom, haja visto que as concentrações finais de DQO foram inferiores a 100 mg/L. Valores similares de remoção de DQO foram obtidos em RSB com água residuária avícola (81%) por Moreira et al. (2002) e esgoto doméstico pré-tratado anaerobicamente (76%) por Cybis et al. (2003).

Nos ciclos 1, 13, 19, 33 e 54, procedeu-se à determinação dos perfis temporais para o RLFSB quanto aos parâmetros amônia, nitrito, nitrato, NTK, pH, OD, temperatura, ORP, cujos resultados estão apresentados nas Figuras 4.15. a 4.24.

Os resultados do ciclo 1 (Figura 4.15.), mostram que o RLFSB ainda não estava adaptado ao processo de nitrificação, não havendo remoção da amônia, com nitrito e nitrato em torno de zero.

No ciclo 13 (Figura 4.16) observou-se uma queda na concentração de amônia, enquanto as concentrações de nitrito e nitrato alcançaram valores médios de 7 mg/L e 15 mg/L respectivamente, mostrando que a nitrificação estava ocorrendo. A eficiência de remoção da amônia ao final do ciclo foi de 57%.

A Figura 4.17. mostra que no ciclo 19, o RLFSB obteve boa eficiência de remoção da amônia, alcançando 81%, com concentração final de 10 mg/L. A concentração de nitrito manteve-se em torno de 6-7 mg/L, enquanto a concentração de nitrato chegou a 18 mg/L.

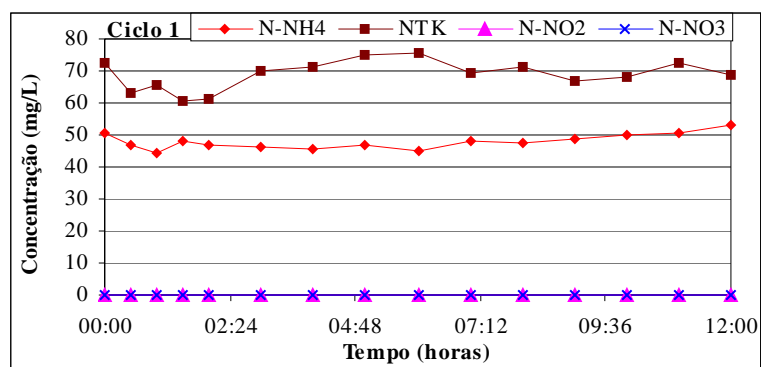


Figura 4.15. Concentrações de amônia, nitrito, nitrato e NTK, no ciclo 1.

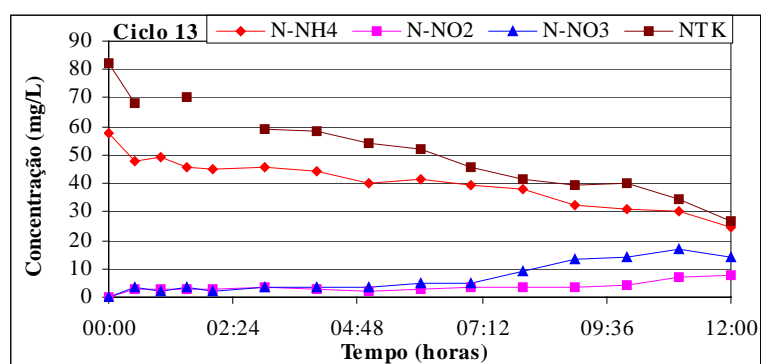


Figura 4.16. Concentrações de amônia, nitrito, nitrato e NTK, no ciclo 13.

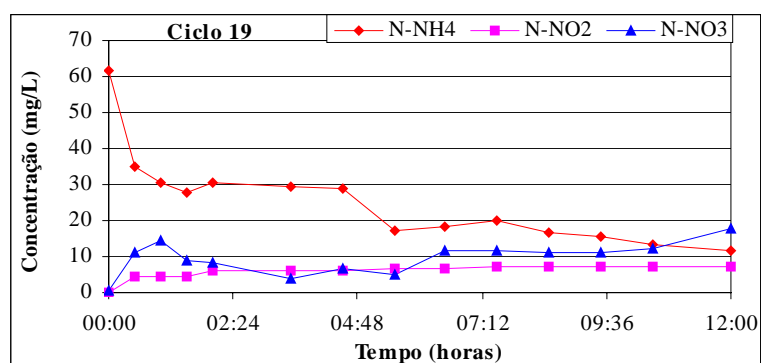


Figura 4.17. Concentrações de amônia, nitrito e nitrato no ciclo 19.

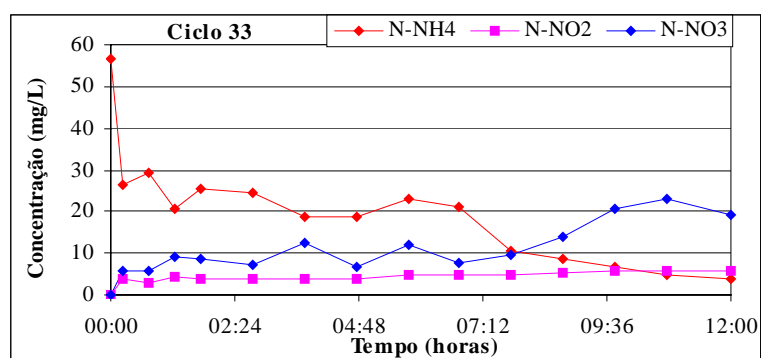


Figura 4.18. Concentrações de amônia, nitrito e nitrato no ciclo 33.

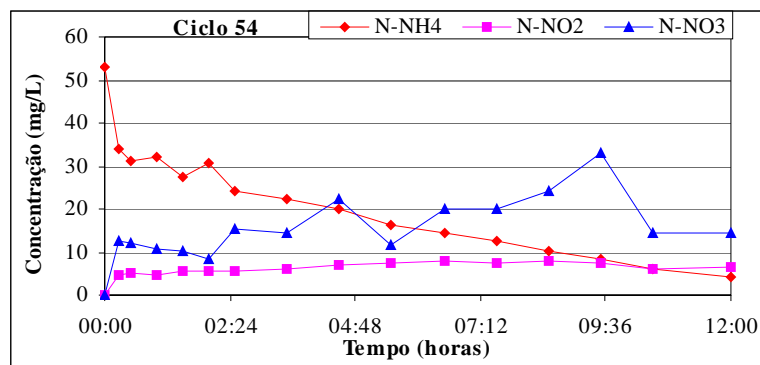


Figura 4.19. Concentrações de amônia, nitrito e nitrato no ciclo 54.

Nos ciclos 33 (Figura 4.18) e 54 (Figura 4.19), observa-se que o RLFSB mantém praticamente o mesmo comportamento, com eficiência na remoção de amônia de 93% e 91%, respectivamente, mostrando que o RLFSB alcançou sua estabilidade no processo. As concentrações de nitrito se mantiveram respectivamente na faixa de 4-5 mg/L e de 5-7 mg/L, para os dois ciclos. Já para o nitrato, as concentrações foram maiores chegando a 21 mg/L durante o ciclo 33, e 33 mg/L durante o ciclo 54. Para esta estratégia, a relação média de $DQO_F/N_{\text{assimilável}}$ para os ciclos realizados foi de 4,6/1, mais baixa que o recomendado por Goel & Gaudi (1969), citados por ROQUES (1980) de 35/1.

As Figuras 4.20. a 4.21. apresentam os perfis temporais para os parâmetros pH, OD, temperatura e ORP, para os ciclos 1, 13, 19, 33 e 54.

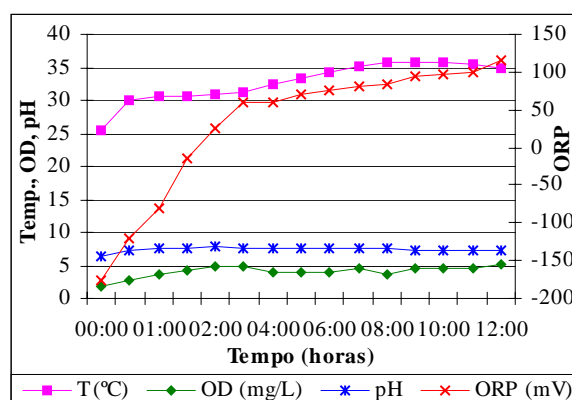
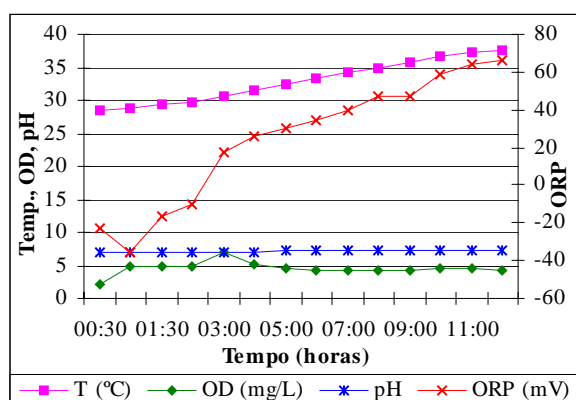


Figura 4.20. OD, pH, ORP e temp. no ciclo 1 Figura 4.21. OD, pH, ORP e temp. no ciclo 13

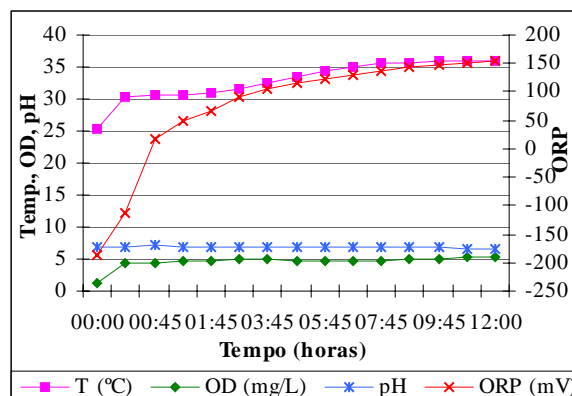
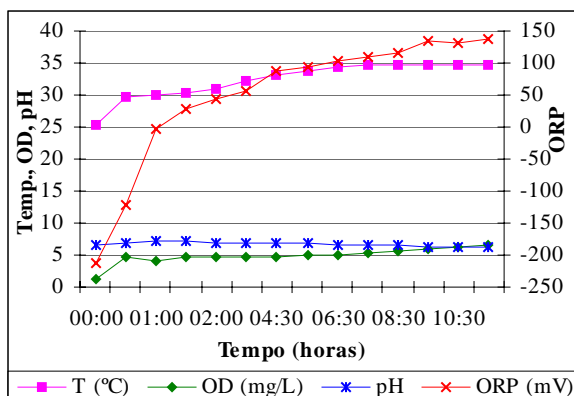


Figura 4.22. OD, pH, ORP e temp. no ciclo 19 Figura 4.23. OD, pH, ORP e temp. no ciclo 33

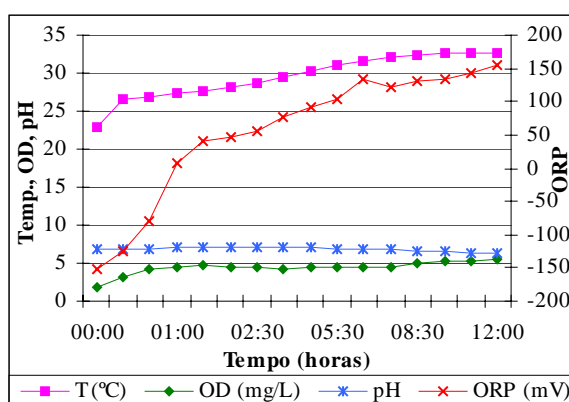


Figura 4.24. OD, pH, ORP e temperatura no ciclo 54.

A temperatura apresentou o mesmo comportamento em todos os ciclos. No início do ciclo, às 7:00 horas da manhã, a temperatura registrada em todos os ciclos ficou na faixa de 23 a 28°C, sofrendo um aumento durante a batelada chegando a valores acima dos 35°C ao final de alguns ciclos.

A concentração de oxigênio dissolvido que era baixa no enchimento, aumentou com a injeção de ar no reator, e ao longo de todos os ciclos assumia valores na faixa de 4,0 a 5,0 mg O_2/L . Para Hanaki et al. (1990), a taxa de crescimento das *Nitrosomonas* sp não é limitada em níveis de OD acima de 1,0 mg/L, mas na prática, é requerido um OD superior a 2,0 mg/L.

O pH afluente apresentou valores na faixa de 6,5 a 7,0, valores considerados por Metcalf & Eddy (1991) abaixo dos ideais para a nitrificação. Nos ciclos iniciais, onde não ocorreu a nitrificação, observou-se que ao longo dos ciclos o pH aumentava, e só então quando houve um equilíbrio do pH do esgoto afluente com o efluente remanescente no reator formando um tampão, o processo de nitrificação começou a ser verificado. No ciclo 13 (Figura 4.21), onde o processo de nitrificação começa a ser verificado, o pH inicial foi 6,5 chegando a 7,75 em duas horas de batelada, e a partir daí começou a cair gradativamente,

enquanto o processo de nitrificação estava acontecendo, chegando ao final da batelada com um valor de 7,23. A queda do pH durante a nitrificação resulta em curva de decaimento chamada “vale da amônia” (“ammonia valley”), sendo considerado um parâmetro relevante para o controle “on line” do processo biológico da nitrificação (ANDREOTTOLA et al., 2001).

O comportamento do ORP foi semelhante em praticamente todos os ciclos, com exceção do ciclo 1 (Figura 4.20) onde não houve a nitrificação. Nos ciclos em que a nitrificação esteve presente, o ORP assumia valores negativos no início da batelada na faixa de -150 a -200 mV, chegando a valores positivos no final da batelada entre 100 e 150 mV.

A Figura 4.25. mostra os valores obtidos para a alcalinidade total em três momentos dos ciclos: enchimento, licor misto (mistura do esgoto afluente com o esgoto remanescente no reator) e efluente final. Observa-se que houve redução na alcalinidade total entre o esgoto bruto (enchimento) e o efluente final do RLFSB, com concentração média no esgoto tratado de 51,28 mg CaCO₃ /L, acima do valor de 30 mg CaCO₃ /L recomendado por Van Haandel e Marais (1999) para evitar quedas bruscas de pH. Estes valores favorecem a ocorrência de nitrificação durante os ciclos.

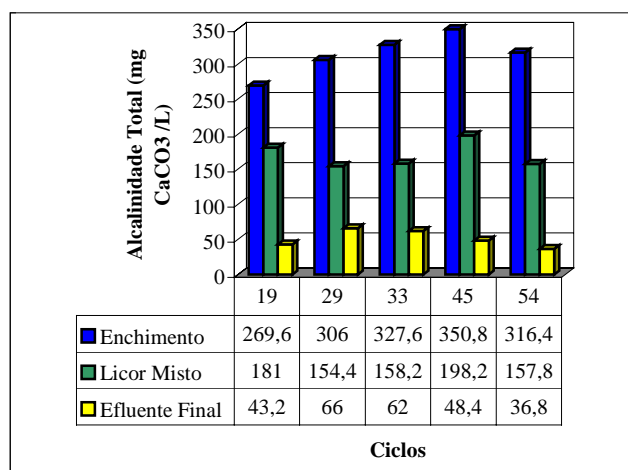


Figura 4.25. Alcalinidade total no enchimento, licor misto e efluente final nos ciclos analisados.

A Figura 4.26. apresenta os resultado obtidos para o fósforo total em três momentos dos ciclos.

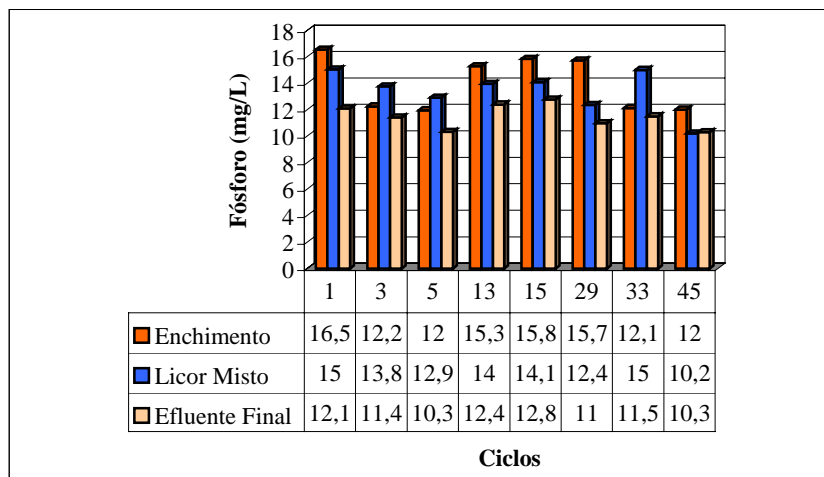


Figura 4.26. Fósforo total no enchimento, licor misto e efluente final nos ciclos analisados.

A razão DQO/P foi de 20,8, abaixo do recomendado por Russel et al. (1993) citados em Thayalakumaran et al. (2003), para os quais deve ser igual a 46, para que ocorra uma efetiva remoção biológica do fósforo. As concentrações de fósforo total (Figura 4.26) sofreram poucas variações, devido ao processo ser somente aeróbio. A remoção biológica do fósforo, em sistemas de tratamento, necessita de alternância de fases anaeróbias e aeróbias durante o processo (HENZE et al., 1995).

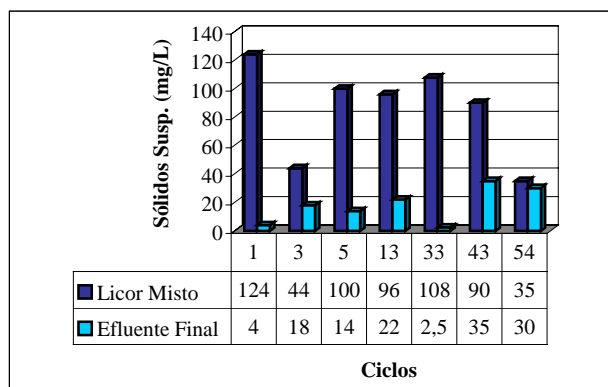


Figura 4.27. Concentração de sólidos suspensos no licor misto e efluente final nos ciclos analisados.

Em relação aos sólidos suspensos (Figura 4.27), a concentração no licor misto (mistura do esgoto afluente com o esgoto remanescente no reator) foi bastante variável estando entre 35 e 124 mg/L. Já para o efluente final em todos os ciclos, a concentração esteve inferior a 35 mg/L, indicando que havia pouca perda de biomassa fixa no meio líquido.

As Figuras 4.28. e 4.29. apresentam os resultados do teor de proteínas suspensas e aderidas, no decorrer dos ciclos realizados no RLFSB. No geral, as concentrações de proteínas suspensas, assim como os sólidos em suspensão, no início dos ciclos foram superiores as concentrações no final dos ciclos. As oscilações ao longo das curvas, podem estar associadas a vários fatores de funcionamento do reator e qualidade do esgoto afluente, como oxigênio dissolvido, pH, temperatura, condições hidráulicas do escoamento do líquido, distribuição do ar no leito, entre outros. De acordo com Bergamasco (1996), estes fatores influenciam diretamente no crescimento e desenvolvimento dos microrganismos.

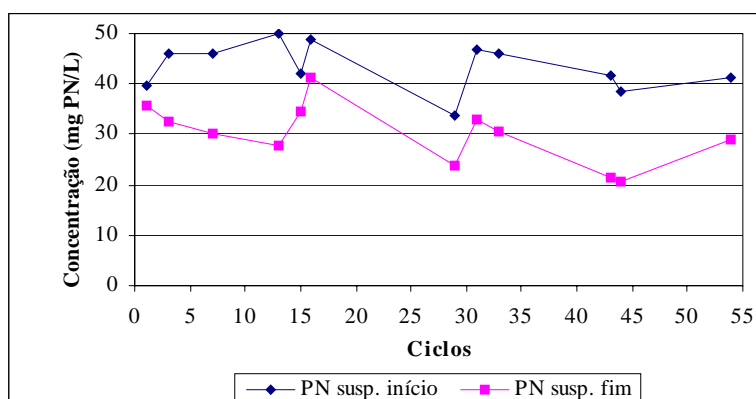


Figura 4.28. Proteínas suspensas no início e final dos ciclos.

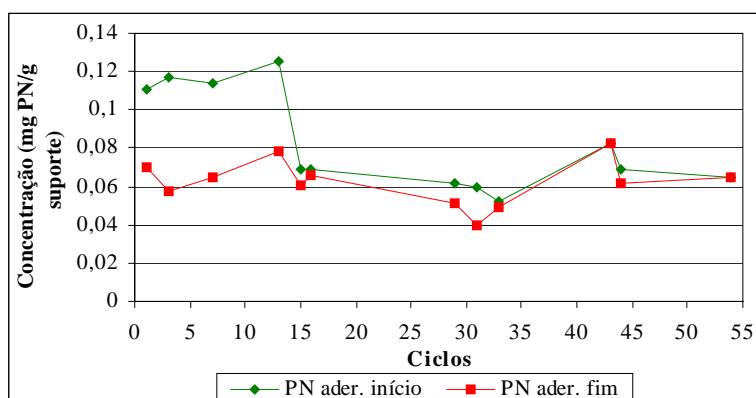


Figura 4.29. Proteínas aderidas no início e final dos ciclos.

A concentração de proteínas aderidas ao suporte (Figura 4.29), nos ciclos iniciais foram maiores no início da batelada, a partir do ciclo 15, a diferença de concentração entre o início e o fim da batelada foi praticamente nula.

As proteínas são utilizadas para quantificar a biomassa no reator, o fato das proteínas aderidas terem pouca variação no início e final dos ciclos indica pequena produção específica de lodo, confirmando uma das vantagens dos reatores de biomassa fixa.

Em reatores de leito fluidizado com fluxo contínuo, com PVC, Martins (2003) obteve valores médios de proteínas aderidas de 0,05 mg PN/g suporte, as concentrações em suspensão variaram entre 10 e 60 mg/L, similares aos obtidos por Hein de Campos (2001).

4.3.2. Estratégia operacional 2

Nesta fase foram realizados 18 ciclos com duração de 12 horas cada um, com adição de bicarbonato de sódio (NaHCO_3). O volume de retirada foi de 32 L, correspondendo a 30% do volume total do reator. As tabelas com todos os resultados referentes a esta estratégia estão apresentadas no apêndice D.

A Tabela 4.3. apresenta os valores médios obtidos para os parâmetros de monitoramento dos ciclos. Obteve-se eficiência média de remoção da amônia de 99% e remoção média de DQO de 86%.

Tabela 4.3. Valores médios dos parâmetros analisados (n=5) (*n=4).

Parâmetros	Afluente	Efluente
pH	$6,9 \pm 0,17$	$7,7 \pm 0,15$
Amônia (mg N- NH_4/L)	$37,5 \pm 4,4$	$0,25 \pm 0,06$
Nitrito (mg N- NO_2/L)	$0,03 \pm 0,06$	$5,6 \pm 0,6$
Nitrato (mg N- NO_3/L)	$0,2 \pm 0,09$	$17,4 \pm 7,5$
DQO _F (mg/L)	$295,8 \pm 171,9$	$40,0 \pm 14,1$
Alcalinidade (mg/L CaCO_3)	$219,2 \pm 8,7$	$156,1 \pm 10,4$
Temperatura (°C)	$25,2 \pm 3,1$	$32,8 \pm 2,6$
ORP (mV)	$-135,1 \pm 16,8$	$123 \pm 6,9$
Fósforo total (mgP _T /L)*	$9,8 \pm 1,8$	$7,9 \pm 1,06$

A Figura 4.30. apresenta as eficiências de remoção de DQO e amônia obtidas nos ciclos onde houve monitoramento (ciclos 1, 3, 5, 11 e 18). A eficiência de remoção de DQO nos primeiros ciclos foi maior do que nos ciclos finais, isto se deve ao fato de que, os ciclos finais foram realizados em épocas chuvosas, ocorrendo uma diluição da DQO afluente, e conseqüentemente, diminuindo a eficiência de remoção. Já a amônia manteve eficiência de remoção praticamente constante em todos os ciclos, em torno de 99%.

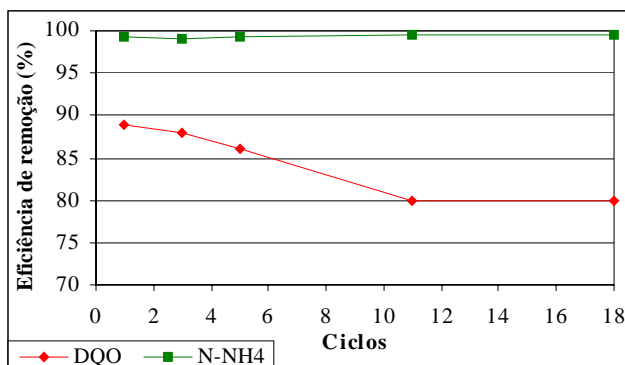
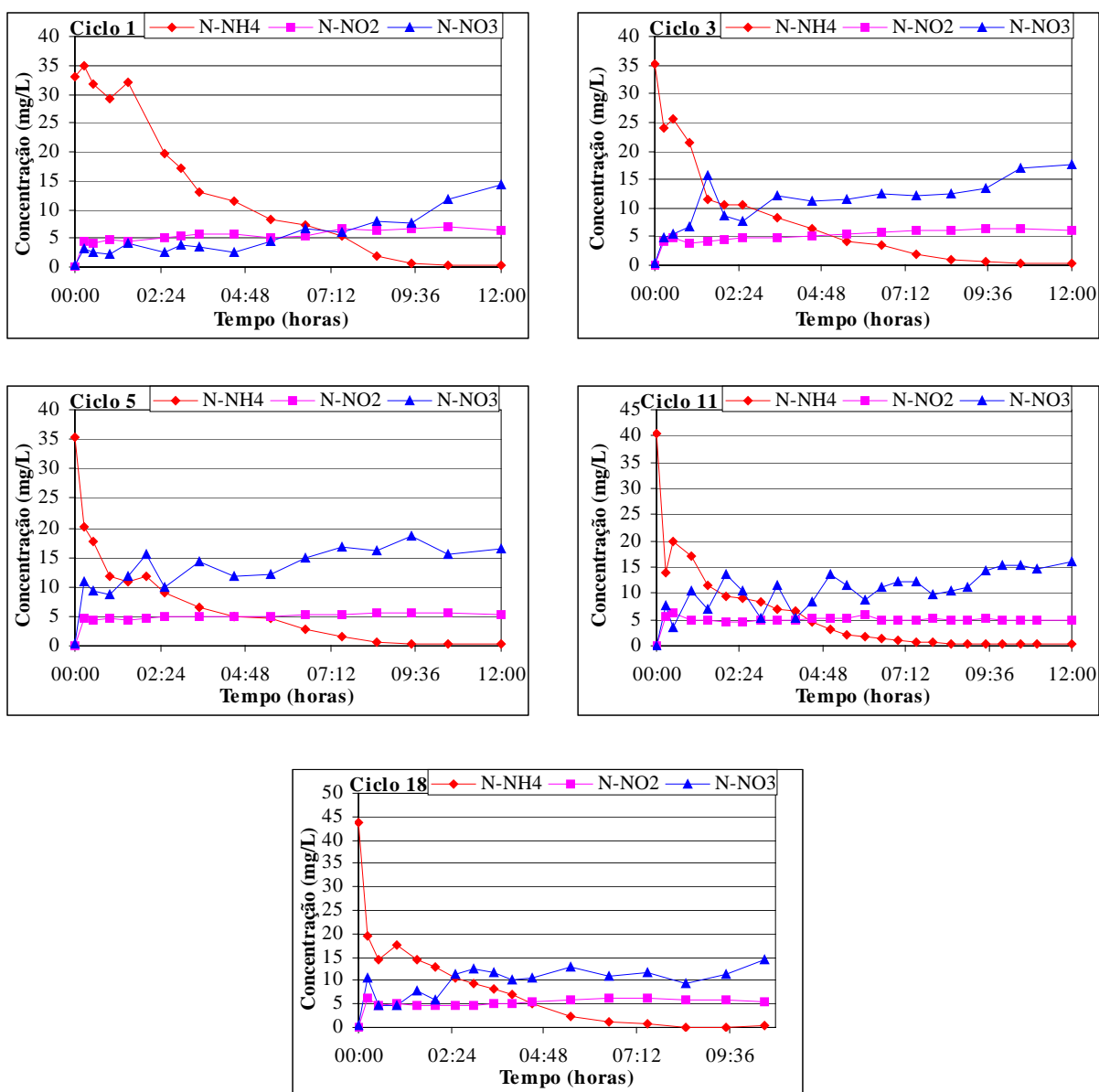
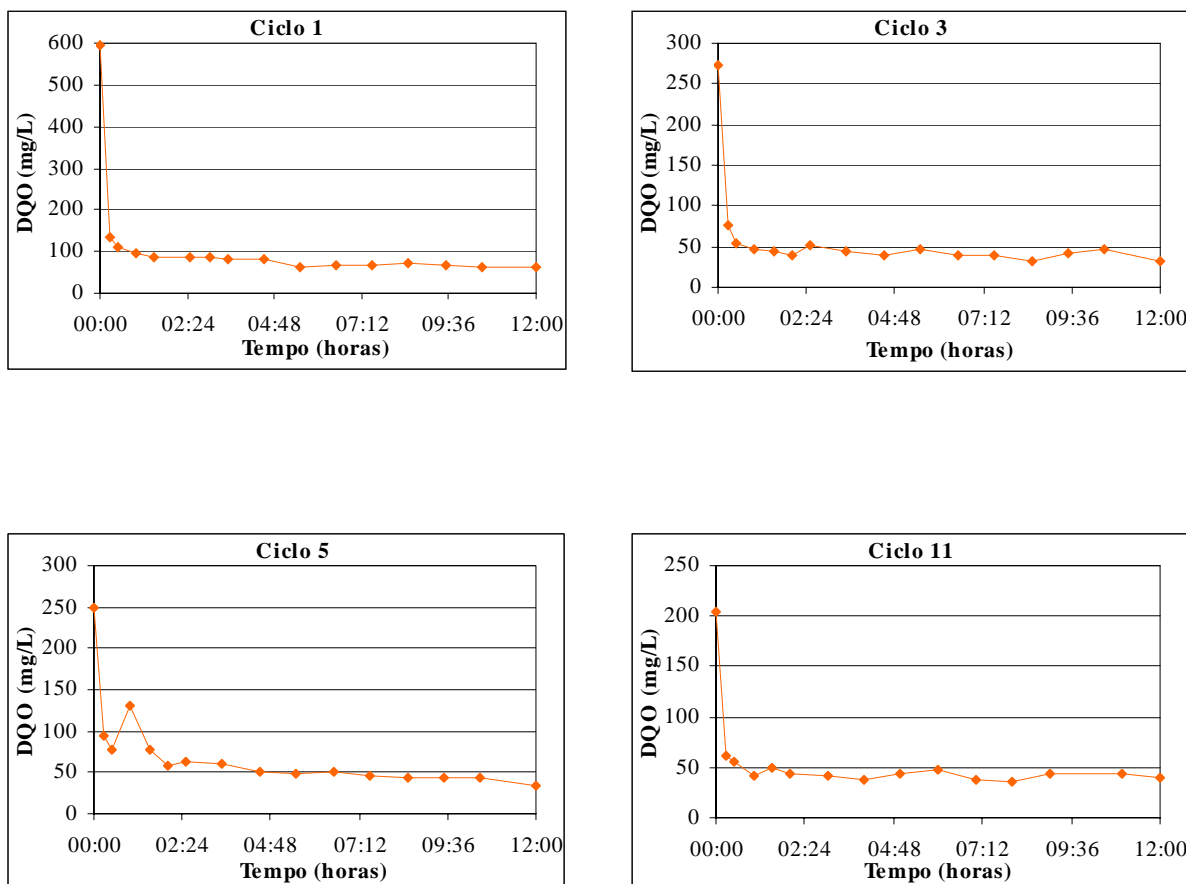


Figura 4.30. Eficiências de remoção da amônia e DQO

Figura 4.31. Perfil temporal dos compostos de nitrogênio (N-NH₄, N-NO₂, N-NO₃) ao longo dos ciclos - estratégia 2.

A Figura 4.31. apresenta os perfis temporais para os ciclos 1, 3, 5, 11 e 18, respectivamente, para os parâmetros: amônia, nitrito e nitrato. Observa-se que já no ciclo 1 a amônia sofre uma queda brusca nas primeiras horas da batelada, chegando a valores aceitáveis pela Resolução 20/86 CONAMA ($< 5,0$ mg/L) em 7 horas e trinta minutos de batelada. A partir do ciclo 5, a amônia atinge valores $< 5,0$ mg/L em 4 horas e trinta minutos, chegando a quase zero em 7 horas e trinta minutos. No ciclo 1 a concentração de nitrito no início da batelada foi superior a de nitrato, mas ao final da batelada ocorreu o inverso. Para os outros ciclos a concentração de nitrato foi sempre superior a de nitrito.

A Figura 4.32. apresenta os perfis de DQO para os ciclos analisados. A concentração de DQO_T afluyente teve variações em todos os ciclos. No ciclo 1 apresentou-se com 600 mg/L, já no ciclo 18 foi de 160 mg/L. Nos demais ciclos a DQO_T afluyente manteve-se na faixa de 200 a 280 mg/L. Em todos os ciclos, a concentração de DQO no efluente final esteve inferior a 60 mg/L, exceto no ciclo 1 onde se apresentou com 64,5 mg/L.



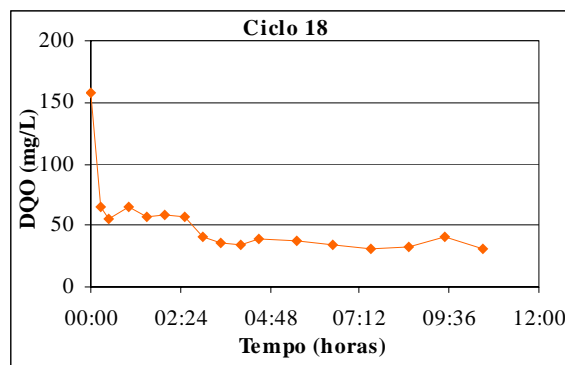


Figura 4.32. Perfil temporal da remoção carbonácea ao longo dos ciclos - estratégia 2.

Quanto ao monitoramento contínuo do RLFSB em termos de pH, OD, temperatura e ORP, a Tabela 4.4. apresenta os resultados no início (mistura do esgoto afluyente com o esgoto remanescente no reator) e no efluente final de cada ciclo.

Tabela 4.4. Valores de pH, OD, temperatura e ORP no início e final dos ciclos.

Ciclo	Temp(°C) início	Temp(°C) fim	pH início	pH fim	OD(mg/L) início	OD(mg/L) fim	ORP(mV) início	ORP(mV) fim
1	29,62	32,49	6,85	7,57	1,89	5,88	-104	127
3	25,47	31,81	7,25	7,74	3,51	5,91	-143	118
5	26,83	31,17	7,11	7,85	3,63	6,26	-130	116
11	27,47	31,2	7,29	7,83	2,9	6,56	-39	121
18	28,97	37,51	7,26	7,5	3,29	5,3	-109	133

A temperatura inicial foi registrada na faixa de 25,47 a 29,62°C para todos os ciclos, sofrendo um aumento durante a batelada chegando a valores acima dos 31°C. No ciclo 18 observa-se um valor muito elevado para a temperatura final, em virtude do dia em que foi realizado este ciclo ser um dos mais quentes do mês de dezembro/2003.

A concentração de oxigênio dissolvido inicialmente era baixa, mas ao longo de todos os ciclos com a injeção de ar no reator, assumia valores elevados na faixa de 4,0 a 5,0 mg O₂/L, chegando ao final dos ciclos sempre com valores acima de 5,0 mg/L, indicando que o oxigênio dissolvido não seria um fator limitante para o bom desempenho da nitrificação.

O pH no início dos ciclos se apresentava com valores na faixa de 6,8 a 7,3, considerados baixos para o processo de nitrificação. Com a adição do bicarbonato, o pH aumentava gradativamente, alcançando valores acima de 7,5 no final da batelada, favorecendo a nitrificação.

O comportamento do ORP foi semelhante em praticamente todos os ciclos. O ORP assumia valores negativos no início da batelada na faixa de -39 a -143 mV, chegando a valores positivos no final da batelada entre 110 e 135 mV. O mesmo comportamento foi verificado na estratégia 1 sem a adição de bicarbonato de sódio.

As Figuras 4.33. a 4.37. apresentam os perfis temporais para o pH, OD, ORP, temperatura e comportamento da alcalinidade total no ciclo 3.

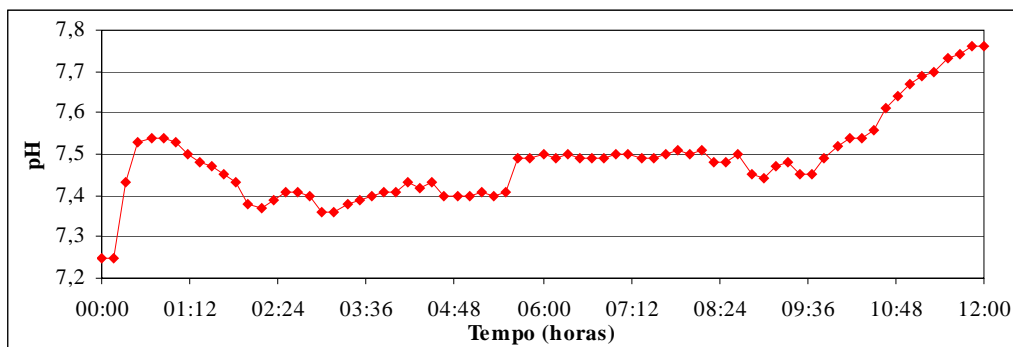


Figura 4.33. Perfil de pH ao longo do ciclo 3.

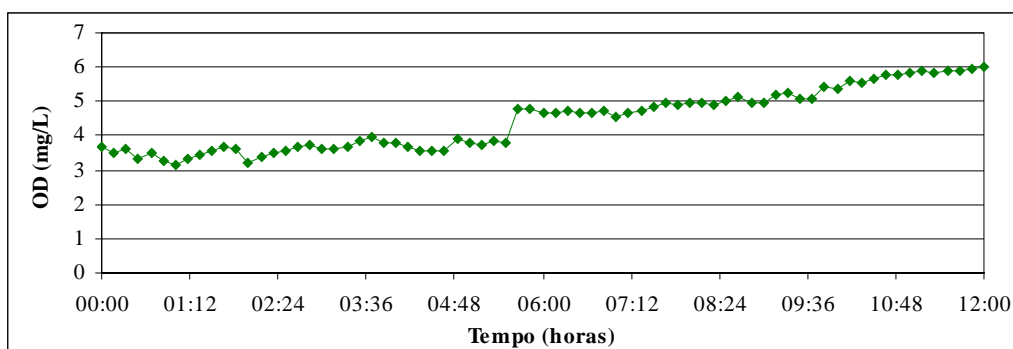


Figura 4.34. Perfil de OD ao longo do ciclo 3.

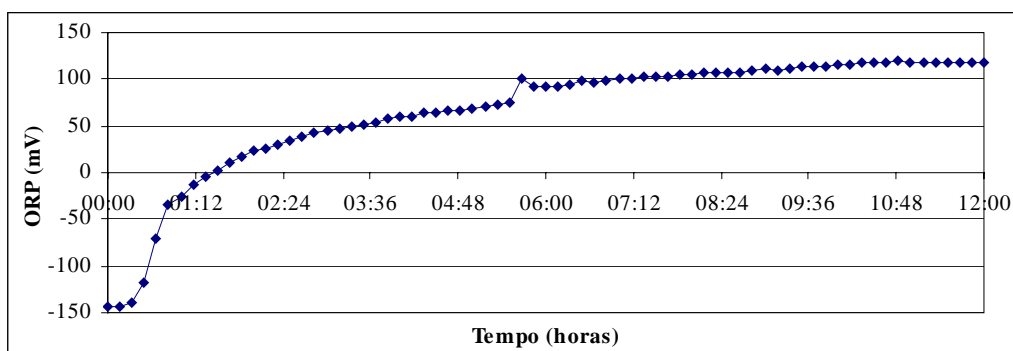


Figura 4.35. Perfil do potencial redox ao longo do ciclo 3.

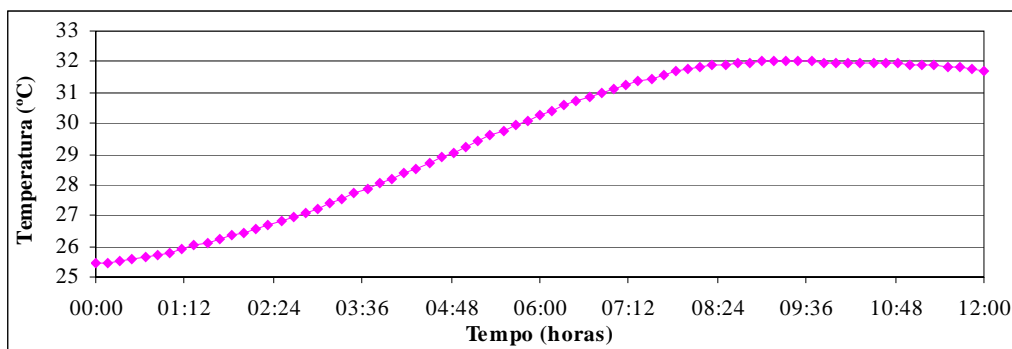


Figura 4.36. Comportamento da temperatura durante o ciclo 3.

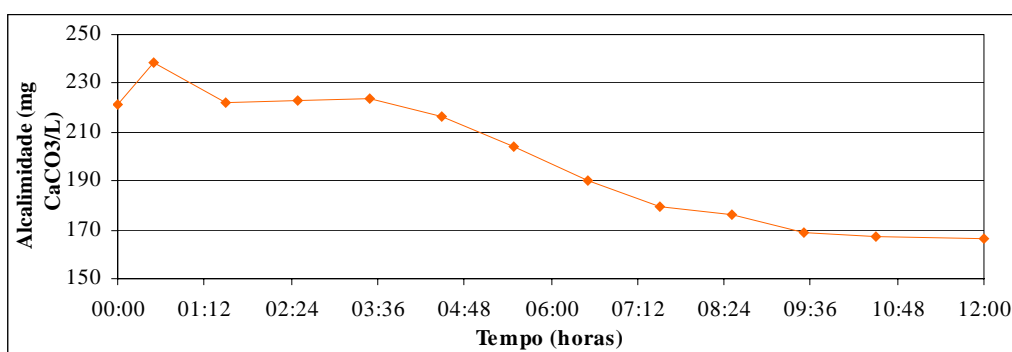


Figura 4.37. Comportamento da alcalinidade ao longo do ciclo 3.

Devido à adição do bicarbonato de sódio ao esgoto bruto, em quantidade suficiente para tamponar o meio e manter o pH entre 7,0 e 8,0, este sofre um pequeno aumento no início da batelada (Figura 4.33). Verifica-se que quando o processo de nitrificação se inicia o pH decresce formando o característico “vale da amônia” descrito por Andreottola et al., (2001) mostrado na Figura 4.33. e o ORP aumenta (Figura 4.35), devido ao consumo da alcalinidade (Figura 4.37) e oxidação da amônia (Figura 4.31). Observa-se que no final da batelada o valor do pH continua a aumentar e a alcalinidade mantém uma estabilidade, quando praticamente toda amônia já foi oxidada. Neste momento também a concentração de OD (Figura 4.34) que vinha aumentando gradativamente desde o início da batelada, sofre um aumento de 3,8 mg/L para 4,8 mg/L, exatamente no momento em que a concentração de amônia é inferior a concentração de nitrato e nitrito (Figura 4.31). Este aumento abrupto indica o fim da oxidação da amônia pelas bactérias nitrificantes, e é chamado como o “break point” da nitrificação descrito por Hao e Huang (1996); Yu et al., (1997); Cibys (1993) e Andreottola et al., (2001), entre outros.

A alcalinidade total ficou acima de 150 mg CaCO₃/L, não oferecendo riscos de queda brusca do pH e inibição da nitrificação (Van HAANDEL e MARAIS, 1999).

O comportamento da temperatura no reator representado na Figura 4.36., mostra que ocorreu um aumento gradativo do grau de agitação molecular no decorrer da batelada, com diferença de temperatura entre o início e o fim da batelada de 6°C. A elevação deste parâmetro contribui diretamente para o aumento da atividade bacteriana e a redução da solubilidade do oxigênio dissolvido no reator, mas para a batelada em questão, a concentração de OD se apresentou suficiente para o bom desempenho do processo de nitrificação, assim como a faixa de temperatura do reator, de acordo com Van Loosdrecht & Jetten (1998).

Os dados da Figura 4.38. mostram que houve redução na alcalinidade total entre o esgoto bruto (enchimento) e o efluente final do RLFSB nos ciclos monitorados, em função da nitrificação. A concentração média no esgoto tratado foi de 155,75 mg CaCO₃/L, superando o valor médio de 51,28 mg CaCO₃/L encontrado na estratégia 1, que não teve a adição de bicarbonato.

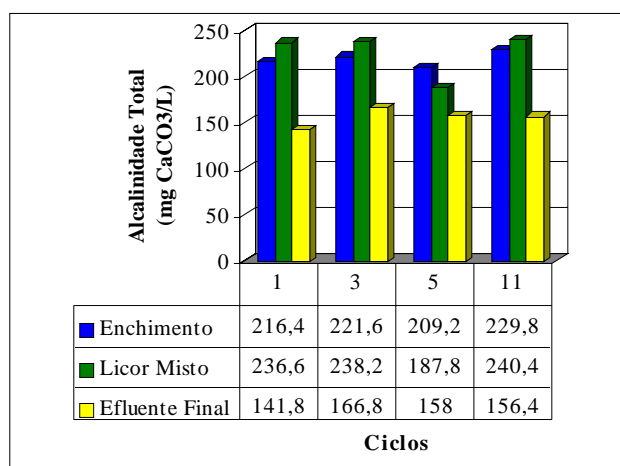


Figura 4.38. Alcalinidade total no enchimento, licor misto e efluente final nos ciclos analisados.

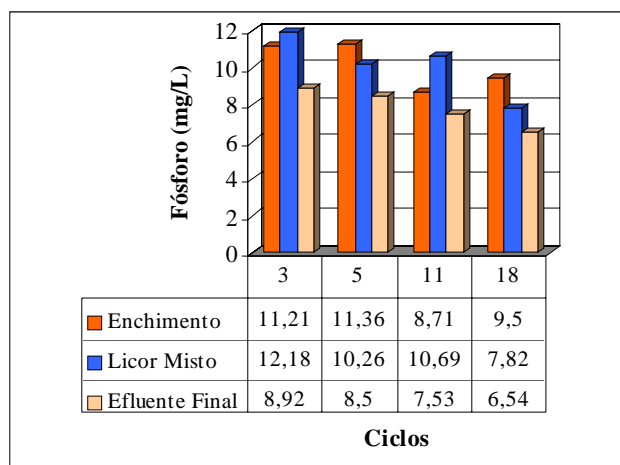


Figura 4.39. Fósforo total no enchimento, licor misto e efluente final nos ciclos analisados.

Para o fósforo total (Figura 4.39), observou-se que as concentrações do efluente final se apresentavam pouco baixas em relação ao esgoto bruto (enchimento), verificando-se a baixa eficiência de remoção (30%) deste parâmetro no RLFSB, devido a presença somente da fase aeróbia no processo, assim como foi observado também na estratégia 1.

A concentração de sólidos suspensos esteve inferior a 40 mg/L no efluente final dos ciclos em que este parâmetro foi analisado (Figura 4.40), mantendo o mesmo comportamento verificado na estratégia 1. Durante os ciclos, foi observado que os sólidos suspensos se apresentavam em concentrações variadas no início dos ciclos, devido ao esgoto afluente, que por ser um esgoto urbano, apresentava características diferenciadas ao longo do tempo.

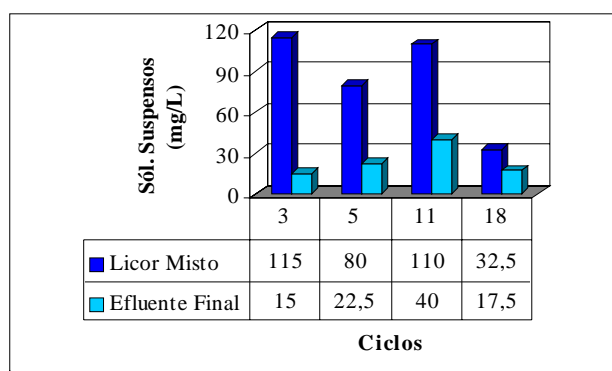


Figura 4.40. Concentração de sólidos suspensos no licor misto e efluente final dos ciclos analisados.

As Figuras 4.41. e 4.42. apresentam os resultados do teor de proteínas suspensas e aderidas, no decorrer dos ciclos realizados na estratégia 2. Em geral, as concentrações de proteínas suspensas no início dos ciclos apresentavam-se superiores as concentrações no final dos ciclos.

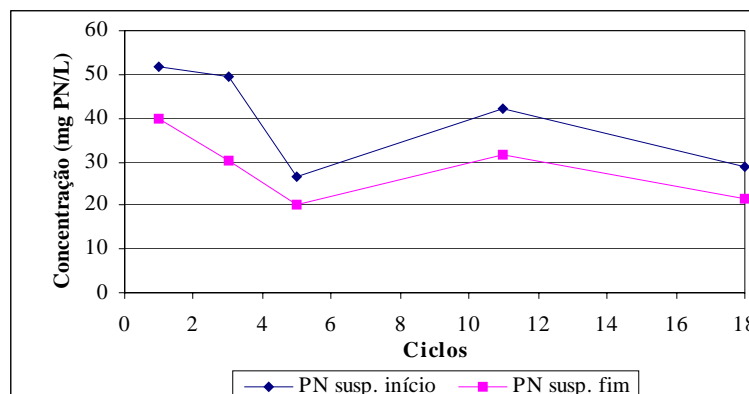


Figura 4.41. Proteínas suspensas no início e final dos ciclos.

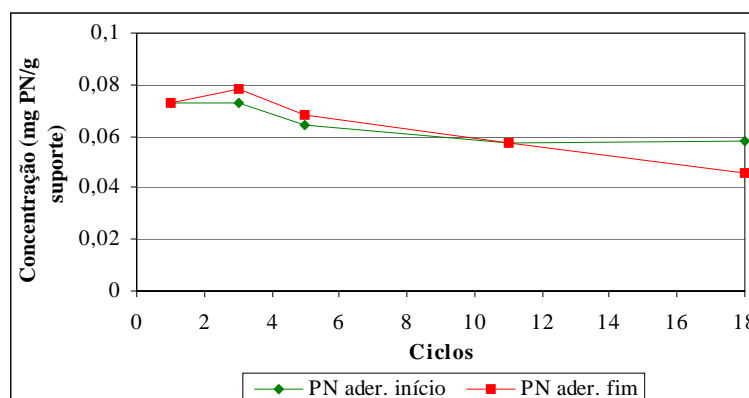


Figura 4.42. Proteínas aderidas no início e final dos ciclos.

As concentrações de proteínas aderidas ao suporte (Figura 4.42) mostraram-se praticamente iguais no início e no final da batelada, o que não ocorreu na estratégia 1, onde nos primeiros ciclos (1, 3, 8, 13) havia uma grande diferença de concentração entre o início e o final do ciclo. Os resultados ficaram compreendidos entre 0,04 e 0,08 mg PN/g suporte, mostrando que a concentração de proteínas aderidas no início e fim de cada ciclo, para as estratégias 1 e 2, estavam se mantendo praticamente constantes.

4.3.3. Estratégia operacional 3

Nesta fase foram realizados 28 ciclos com duração de 12 horas cada um, com adição de bicarbonato de sódio (NaHCO_3). O volume de retirada foi de 64 L, correspondendo a 60% do volume total do reator. A Tabela 4.5. apresenta os valores médios obtidos para os parâmetros de monitoramento dos ciclos. As tabelas com todos os resultados referentes a esta estratégia estão apresentadas no apêndice E.

Tabela 4.5. Valores médios dos parâmetros analisados (n=5) (*n=4).

Parâmetros	Afluente	Efluente
pH	$6,7 \pm 0,25$	$7,7 \pm 0,06$
Amônia (mg N- NH_4/L)	$34,7 \pm 5,5$	$0,34 \pm 0,2$
Nitrito (mg N- NO_2/L)	$0,0 \pm 0,0$	$5,4 \pm 0,3$
Nitrato (mg N- NO_3/L)	$0,11 \pm 0,07$	$11,2 \pm 3,05$
DQO _T (mg/L)	$227 \pm 26,1$	$47,8 \pm 8,0$
Alcalinidade (mg/L CaCO_3)*	$179 \pm 19,6$	$233,4 \pm 7,3$
Temperatura (°C)	$25,4 \pm 1,1$	$34,4 \pm 1,2$
ORP (mV)	$-135,4 \pm 13,6$	$102,8 \pm 6,9$
Fósforo total (mgP _T /L)*	$7,3 \pm 0,9$	$5,7 \pm 0,7$

Para esta estratégia foram obtidos bons resultados em relação à remoção de amônia (99%) e de DQO (79%) (Figura 4.43). Para a DQO, o desempenho foi inferior ao resultado obtido na estratégia 2, mas a qualidade do efluente final ($DQO_F < 50 \text{ mg/L}$) foi muito boa.

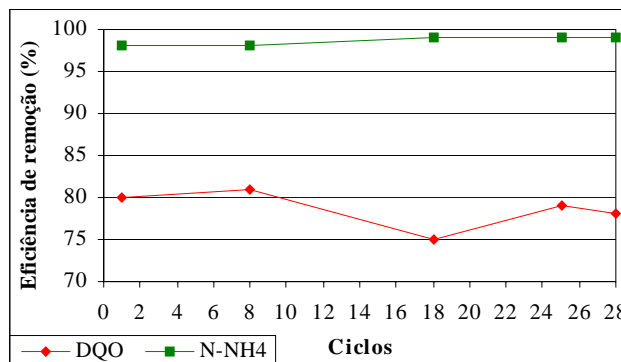
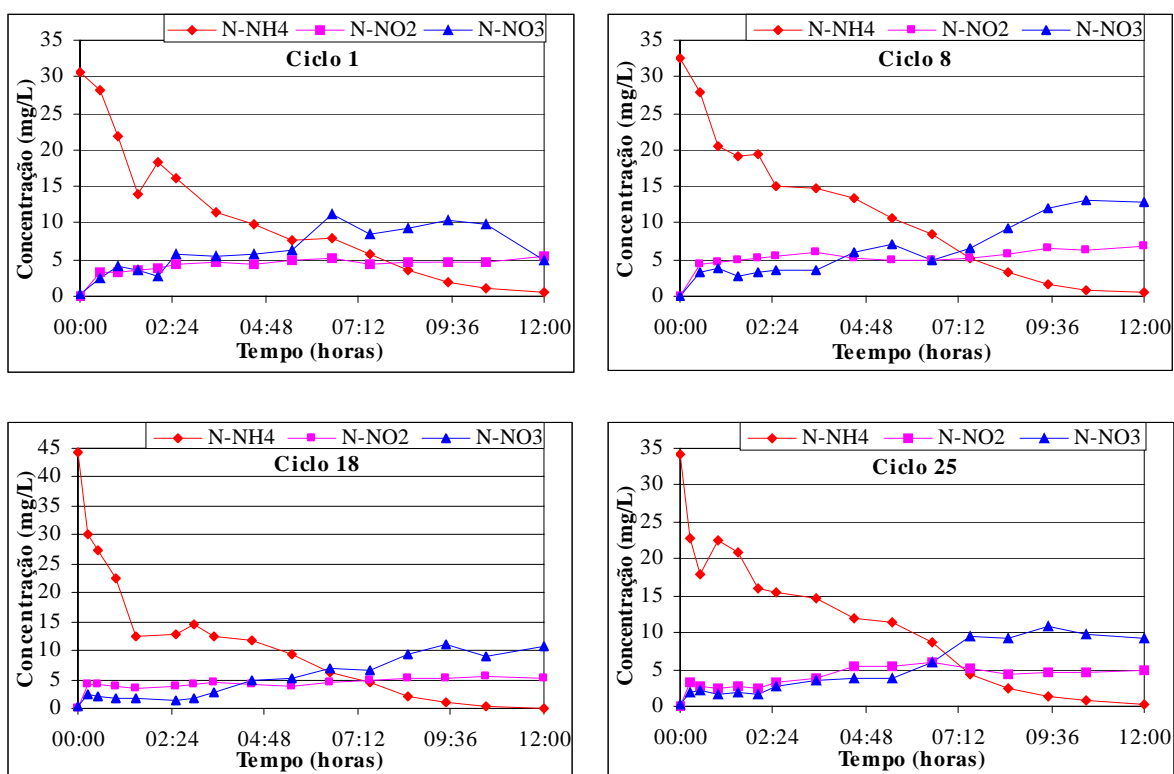


Figura 4.43. Eficiências de remoção da amônia e DQO.

A Figura 4.44. apresenta os perfis temporais para os ciclos 1, 8, 18, 25 e 28, respectivamente, para os parâmetros: amônia, nitrito e nitrato. A concentração de amônia afluente nesta etapa esteve na faixa de 30 a 35 mg/L, exceto para o ciclo 18, onde se apresentou próxima a 45 mg/L.



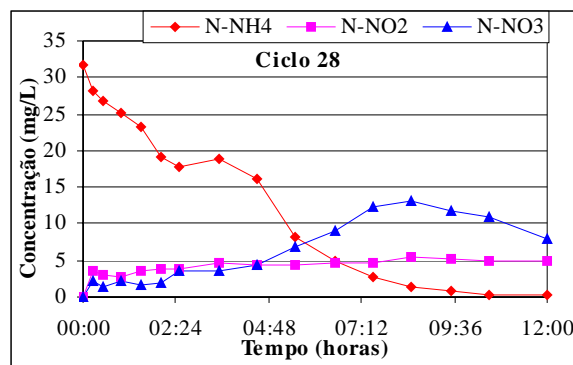


Figura 4.44. Perfil temporal dos compostos de nitrogênio (N-NH₄, N-NO₂, N-NO₃) ao longo dos ciclos - estratégia 3.

Observa-se que nos ciclos 1 e 8, a amônia sofre uma queda brusca nas primeiras horas da batelada, chegando a valores aceitáveis pela legislação ($< 5,0$ mg/L) em 8 horas e trinta minutos de batelada, com eficiência de remoção da amônia de 98% em ambos. Nos demais ciclos a eficiência foi de 99%, com valores $< 5,0$ mg/L nas primeiras 7 horas. Em todos os ciclos, a concentração de nitrito no início da batelada foi superior a de nitrato, mas ao final da batelada ocorreu o inverso.

A Figura 4.45. apresenta os perfis temporais de DQO para os ciclos analisados. A concentração de DQO_T afluente apresentou variações entre 200 a 260 mg/L. Os resultados obtidos durante a operação do sistema mostraram que a remoção da matéria orgânica, em termos de DQO, ocorreu praticamente no início da batelada. Analisando os gráficos, verifica-se que a remoção ocorreu durante as primeiras horas para todas as bateladas, permanecendo praticamente constante até o final dos ciclos. No RLFSB, a demanda química de oxigênio solúvel afluente é reduzida em parte através do efeito diluição à medida que o esgoto é introduzido no reator. O volume recirculado entre bateladas é responsável por este efeito. Apesar de se trabalhar com volume de enchimento duas vezes maior que o das estratégias 1 e 2, o comportamento da remoção carbonácea foi praticamente o mesmo. Barbosa (2004) operando o RLFSB com ciclos aeróbios de 2 horas, alcançou eficiência de remoção de DQO de 75%, comprovando que o reator consegue degradar a matéria orgânica no início do ciclo, estando apto para a etapa seguinte de nitrificação. Auresenia et al. (1999) também constataram remoção e estabilização da matéria carbonácea (Carbono Orgânico Total-COT) e da amônia (N-NH₄⁺) a partir das primeiras horas do ciclo em RLFSB. Esses autores verificaram que havia inibição do processo de nitrificação quando o carbono orgânico inicial era elevado (> 500 mg/L), as concentrações de amônia permaneciam constantes até que todo COT fosse consumido, ou ficasse estável em níveis baixos.

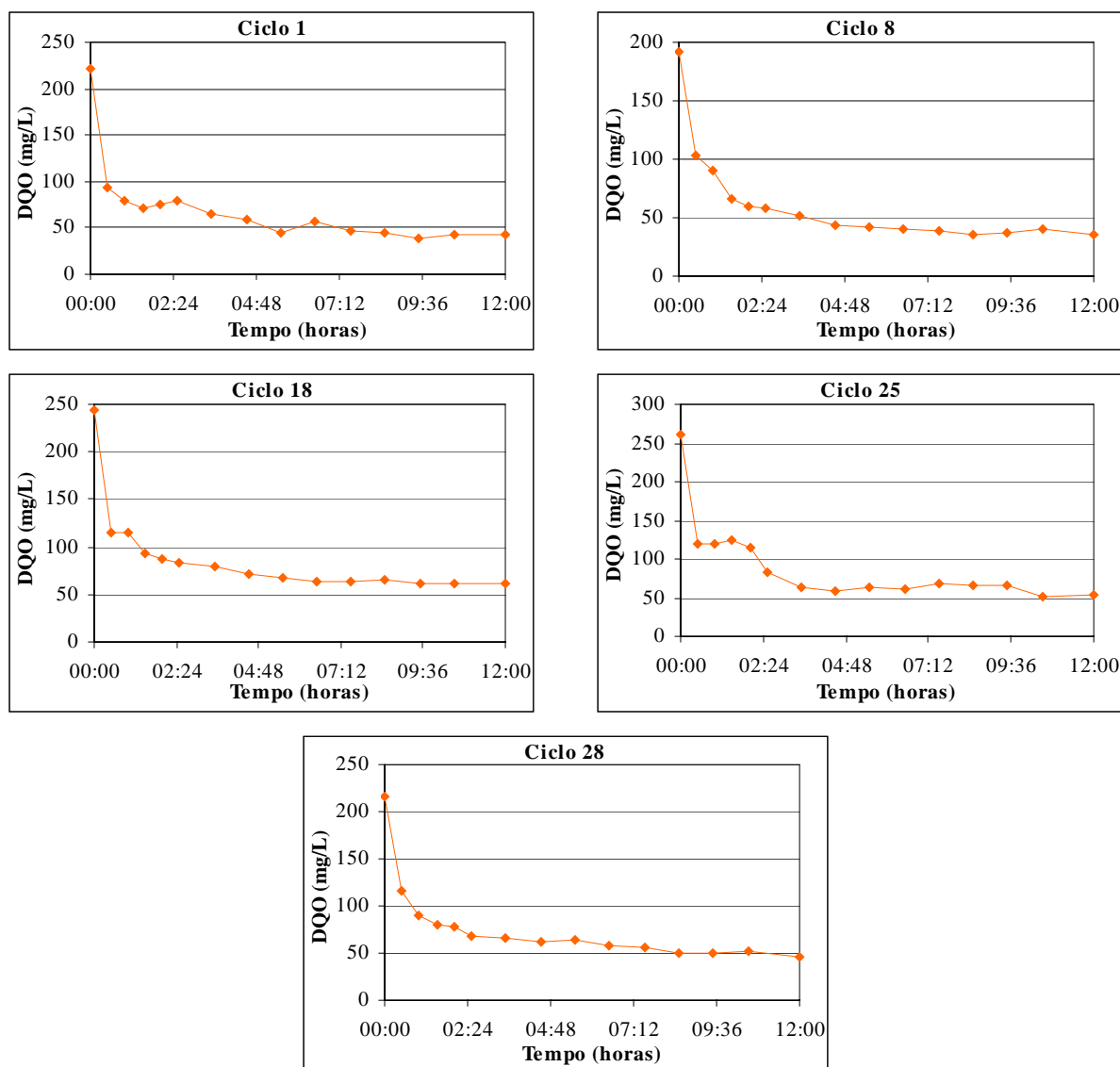


Figura 4.45. Perfil temporal da remoção carbonácea ao longo dos ciclos - estratégia 3.

A Tabela 4.6. apresenta os resultados de pH, OD, temperatura e ORP, analisados no início (mistura do esgoto afluente e o remanescente no reator) e no efluente final de cada ciclo.

Tabela 4.6. Valores de pH, OD, temperatura e ORP no início e final dos ciclos.

Ciclo	Temp(°C) início	Temp(°C) fim	pH início	pH fim	OD(mg/L) início	OD(mg/L) fim	ORP(mV) início	ORP(mV) fim
1	29,78	32,8	7,31	7,71	3,49	6,73	-81	112
8	27,44	33,72	7,48	7,72	4,59	6,37	-101	100
18	27,99	35,46	7,13	7,78	2,72	5,91	-125	103
25	28,8	35,07	6,94	7,64	3,12	6,34	-136	104
28	29,8	34,94	7,06	7,65	4,43	6,78	-123	95

A temperatura apresentou-se na faixa de 27,44 a 29,8°C no início das bateladas, chegando ao final do ciclo com valores acima dos 32°C, para todos os ciclos.

Como nas demais estratégias, a concentração de oxigênio dissolvido no início das bateladas era baixa, mas ao longo de todos os ciclos assumia valores elevados na faixa de 4,0 a 5,0 mg O₂/L, chegando ao final dos ciclos sempre com valores acima de 5,9 mg/L.

Nesta estratégia os valores do pH inicial apresentaram-se mais elevados, na faixa de 6,9 a 7,5. Com a adição do bicarbonato, o pH aumentou gradativamente ao longo da batelada, alcançando valores acima de 7,6 no final, favorecendo a nitrificação.

O comportamento do ORP foi semelhante em praticamente todos os ciclos, assumindo valores negativos no início da batelada na faixa de -81 a -136 mV, chegando a valores positivos no final da batelada entre 95 e 112 mV.

As Figuras 4.46. a 4.50. apresentam os perfis temporais para o pH, OD, ORP, temperatura e comportamento da alcalinidade total no ciclo 25.

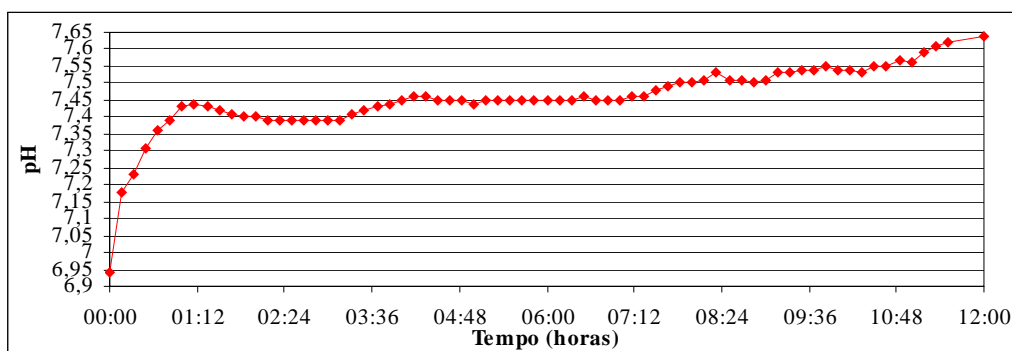


Figura 4.46. Perfil de pH ao longo do ciclo 25.

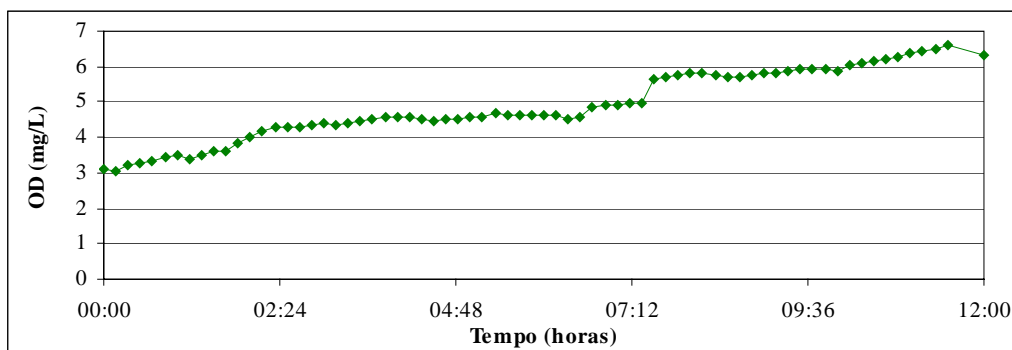


Figura 4.47. Perfil de OD ao longo do ciclo 25.

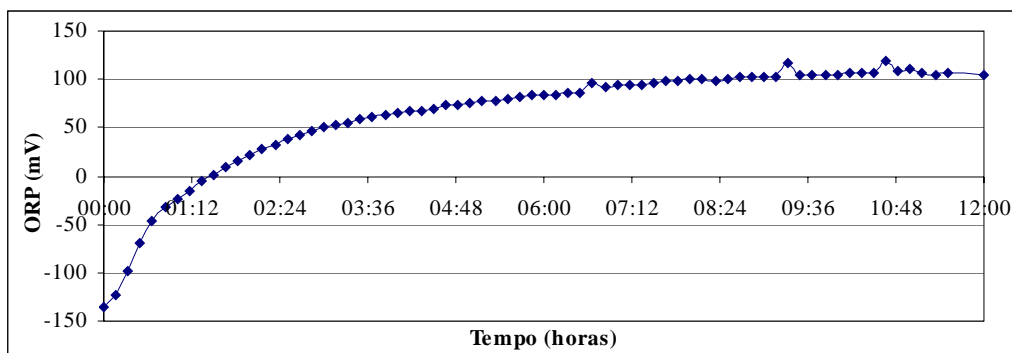


Figura 4.48. Perfil do potencial redox ao longo do ciclo 25.

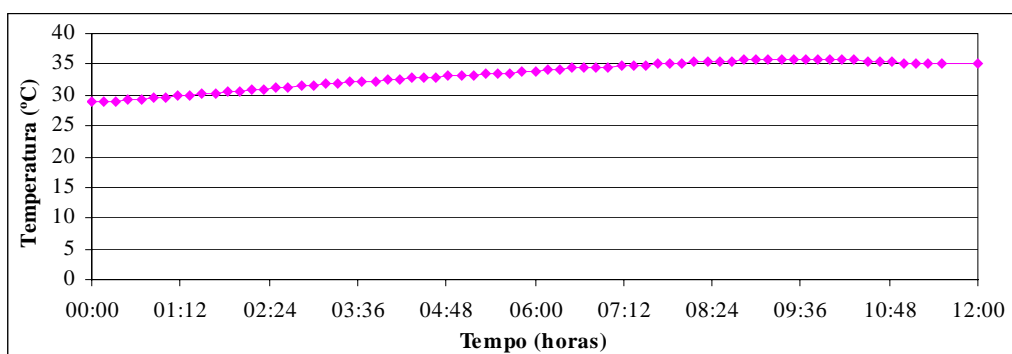


Figura 4.49. Comportamento da temperatura durante o ciclo 25.

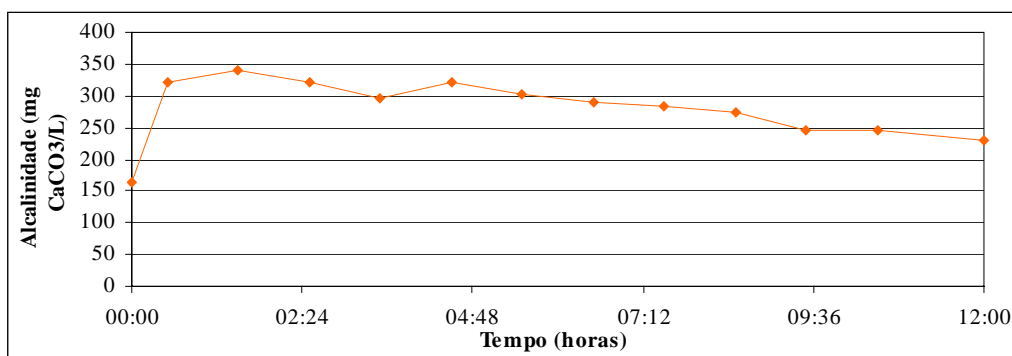


Figura 4.50. Comportamento da alcalinidade ao longo do ciclo 25.

O pH sofre um aumento no início da batelada, devido à adição do bicarbonato de sódio ao esgoto bruto (Figura 4.46). Verifica-se que quando o processo de nitrificação se inicia o pH decresce formando o característico “vale da amônia”, já observado na estratégia 2. O ORP aumenta (Figura 4.48), devido ao consumo da alcalinidade (Figura 4.50) e oxidação da amônia (Figura 4.44). No final da batelada o valor do pH continua a aumentar e a alcalinidade mantém uma estabilidade, quando praticamente toda amônia já foi oxidada. Neste momento a concentração de OD (Figura 4.47) que vinha aumentando gradativamente desde o início da

batelada, sofre um aumento de 5,0 mg/L para 5,6 mg/L, exatamente no momento em que a concentração de amônia é inferior a concentração de nitrato e nitrito (Figura 4.44). Este comportamento foi também observado na estratégia 2 indicando o fim da oxidação da amônia pelas bactérias nitrificantes, sendo chamado como o “break point” da nitrificação.

A alcalinidade total ficou acima de 230 mg CaCO₃/L e a temperatura (Figura 4.49), passou de 28,8°C para 35°C, contribuindo para o bom desempenho do processo de nitrificação.

Os dados da Figura 4.51. apresentam os valores da alcalinidade total no esgoto bruto (enchimento), licor misto e efluente final do RLFSB. A concentração média no esgoto tratado foi de 233,45 mg CaCO₃/L, superando o valores médios encontrados nas estratégias 1 e 2. A adição do bicarbonato de sódio aumentou a alcalinidade total na mistura do reator, e devido ao processo de nitrificação, o efluente final apresentou uma redução desta alcalinidade.

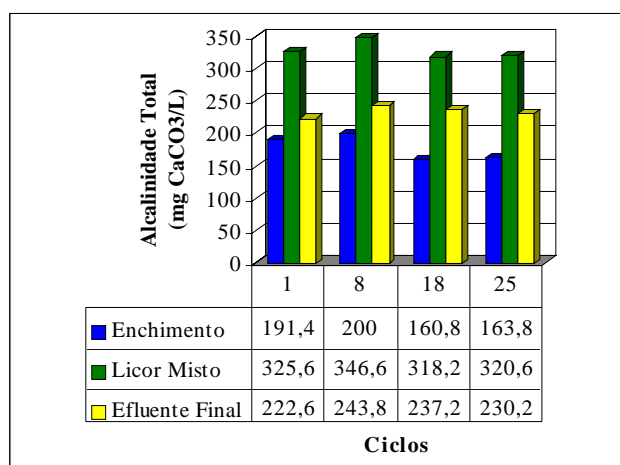


Figura 4.51. Alcalinidade total no enchimento, licor misto e efluente final nos ciclos analisados.

Para o fósforo total (Figura 4.52), observou-se que as concentrações do efluente final se apresentaram próximas daquelas do esgoto bruto (enchimento), com baixa eficiência de remoção deste parâmetro (30%) no RLFSB. As concentrações do afluente nesta estratégia se apresentaram inferiores as demais estratégias, a razão DQO/P foi de 31 abaixo do valor recomendado por Russel et al., (1993) citados em THAYALAKUMARAM et al., (2003).

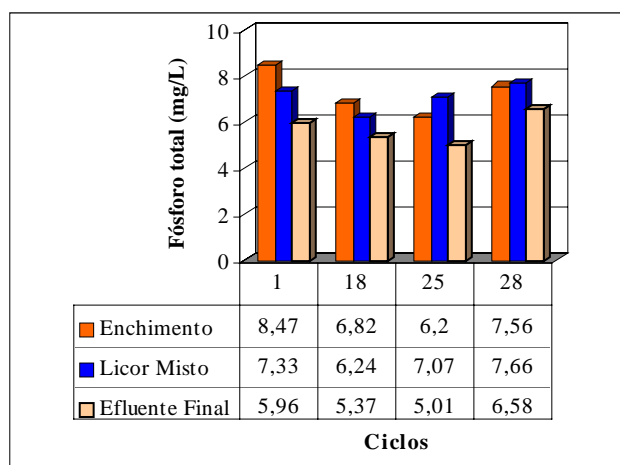


Figura 4.52. Fósforo total no enchimento, licor misto e efluente final nos ciclos analisados.

A concentração de sólidos suspensos esteve inferior a 35 mg/L no efluente final dos ciclos em que este parâmetro foi analisado (Figura 4.53), mantendo o mesmo comportamento verificado nas estratégias 1 e 2, com concentrações variadas no início dos ciclos, devido ao esgoto afluente, que apresentou características diferenciadas ao longo do tempo.

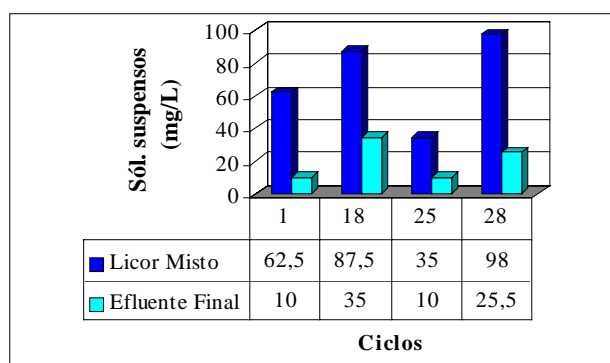


Figura 4.53. Concentração de sólidos suspensos no licor misto e efluente final dos ciclos analisados.

O teor de proteínas suspensas e aderidas no decorrer dos ciclos realizados na estratégia 3 são apresentados nas Figuras 4.54. e 4.55. Verifica-se o mesmo comportamento das estratégias anteriores, onde as concentrações de proteínas suspensas no início dos ciclos apresentaram-se superiores as concentrações no final dos ciclos (Figura 4.54) e as concentrações de proteínas aderidas ao suporte (Figura 4.55), apesar de apresentarem valores diferentes nos ciclos iniciais, no demais ciclos eram praticamente iguais no início e no final da batelada.

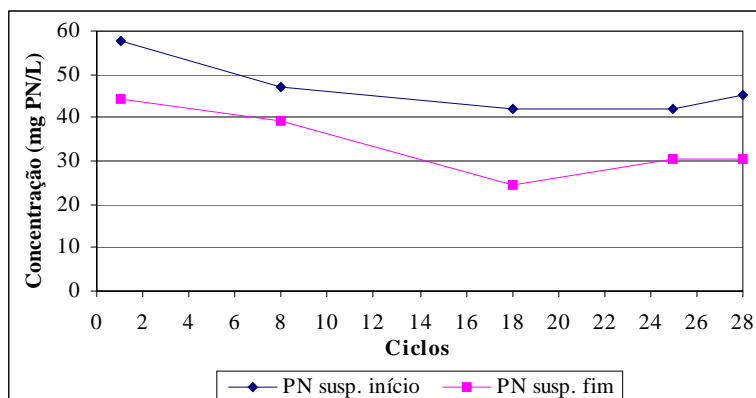


Figura 4.54. Proteínas suspensas no início e final dos ciclos.

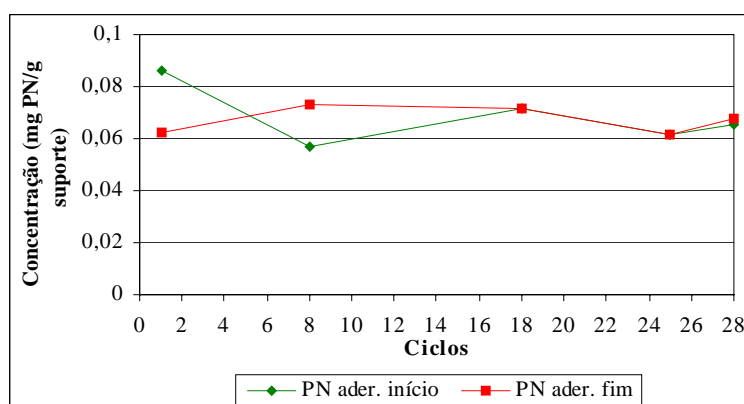


Figura 4.55. Proteínas aderidas no início e final dos ciclos.

4.3.4. Discussão geral - Etapa 2 - PVC

A Tabela 4.7. apresenta um resumo das condições operacionais da etapa 2, estabelecidas (T_c) e calculadas (TRH , nº de ciclos por dia e vazão), cargas aplicadas e concentrações médias de amônia e DQO no início e fim dos ciclos.

Tabela 4.7. Resumo das condições experimentais etapa 2 - PVC.

Ciclo	Tempo total dos ciclos (T_c)	TRH (horas)	Nº de ciclos por dia	Vazão (m^3/d)	COV média aplicada ($Kg\ DQO_F/m^3.d$)	CNV média aplicada ($Kg\ N-NH_4/m^3.d$)	N- NH_4 média final do ciclo (mg/L)	DQO _F média final do ciclo (mg/L)
Estrateg. 1	12 horas	38,62	2	0,064	0,15	0,033	17,28	75,30
Estrateg. 2	12 horas	38,62	2	0,064	0,12	0,023	0,25	40,02
Estrateg. 3	12 horas	19,31	2	0,128	0,23	0,043	0,34	47,86

O tratamento do esgoto urbano foi estudado no RLFSB, com ciclos aeróbios cujos tempos foram de 12 horas, com volume de enchimento de 32 L e 64 L, com ou sem adição de bicarbonato, através de diferentes condições operacionais; TRH entre 19,31 e 38,62 horas; COV entre 0,12 e 0,23 Kg DQO_F/m³.d e CNV entre 0,023 e 0,043 Kg N-NH₄ /m³.d.

O reator mostrou-se eficaz na remoção de compostos do nitrogênio, mostrando melhor desempenho nas estratégias 2 e 3, quando foi adicionado o bicarbonato de sódio, com eficiência média de remoção de amônia de 99%, apresentando uma concentração média final de 40 e 48 mg/L, respectivamente. Para a estratégia 1, onde não houve adição do bicarbonato a maior eficiência de remoção de amônia alcançada foi de 93%.

Em relação à remoção da matéria carbonácea, a eficiência de remoção de DQO_F ficou entre 74% e 89% para as 3 estratégias.

4.3.3. Avaliação do balanço de massa para os compostos de nitrogênio

Foi calculado o balanço de massa para os compostos de nitrogênio nas 3 estratégias operacionais da etapa 2. As Figuras 4.56. a 4.58. apresentam os valores médios obtidos para as concentrações encontradas no início e final dos ciclos monitorados e as perdas encontradas no processo.

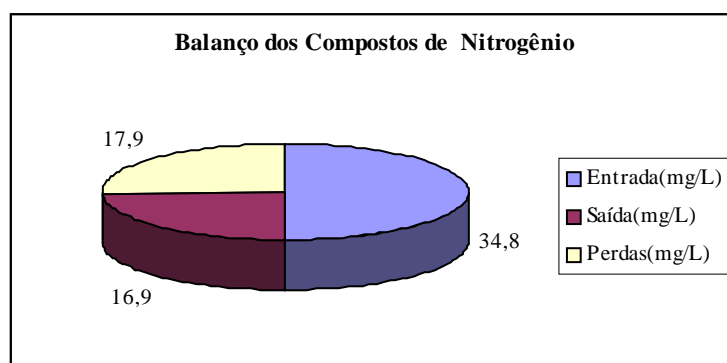


Figura 4.56. Balanço de massa para os compostos de nitrogênio na estratégia operacional 1.

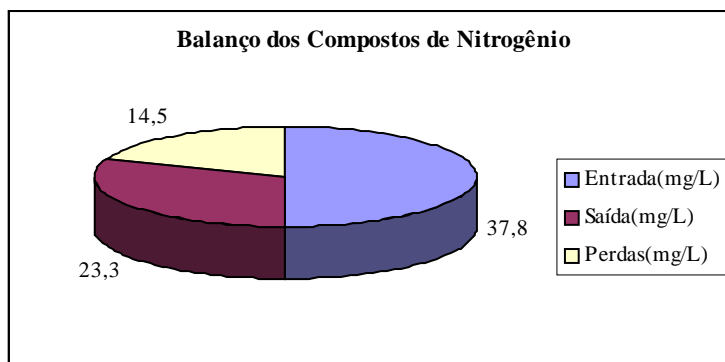


Figura 4.57. Balanço de massa para os compostos de nitrogênio na estratégia operacional 2.

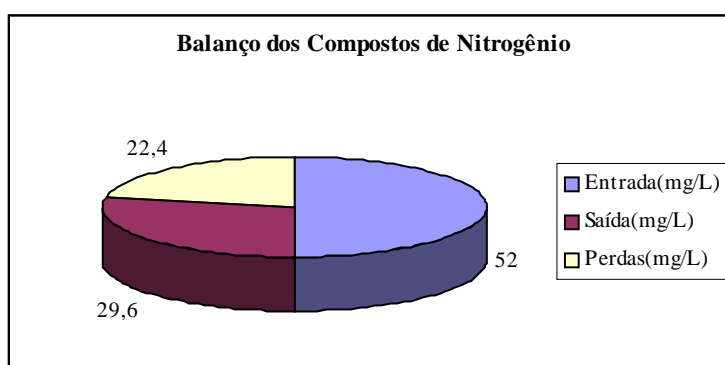


Figura 4.58. Balanço de massa para os compostos de nitrogênio na estratégia operacional 3.

Observa-se nos gráficos que as concentrações dos compostos na entrada e saída dos ciclos não se equivalem, havendo durante o processo perdas significativas, mostrando que toda amônia não estava sendo convertida em nitratos.

Uma possível causa para esta causa, poderia ser a ocorrência do processo de desnitrificação em algumas zonas no interior do reator, fato este que deve ser explorado mais detalhadamente em outros trabalhos.

4.4. MICROSCOPIA ÓTICA

4.4.1. Etapa 1 - Teste preliminar

As Figuras 4.59. a 4.64. apresentam as observações feitas ao microscópio ótico, durante os teste operacionais realizados no RLFSB, utilizando o PET como material suporte. Observaram-se os flocos do material em suspensão no interior do reator e o biofilme aderido ao meio suporte.

As observações microscópicas mostram a grande diversidade de protozoários presentes no período em que foi realizado o teste preliminar, tais como: micrometazoários, ciliados livres e fixos.

As Figuras 4.59. a 4.62. apresentam detalhes de flocos bem formados, com a presença de uma grande diversidade de protozoários, destacando-se Rotíferos, *Epistylis* sp, *Vorticellas* sp, e *Uronemas* sp.

Os protozoários são microrganismos com características unicelulares, incluindo locomoção, ingestão de alimentos e ausência de uma parede celular rígida. Muitos protozoários absorvem nutrientes dissolvidos, mas alguns são predadores e alimentam-se de bactérias e outros protozoários. O maior dos principais grupos de protozoários, os ciliados, inclui cerca de 7.200 espécies, muitas ainda pouco conhecidas. Estes microrganismos são principalmente unicelulares e possuem cílios em sua superfície (PELCZAR et al., 1997).

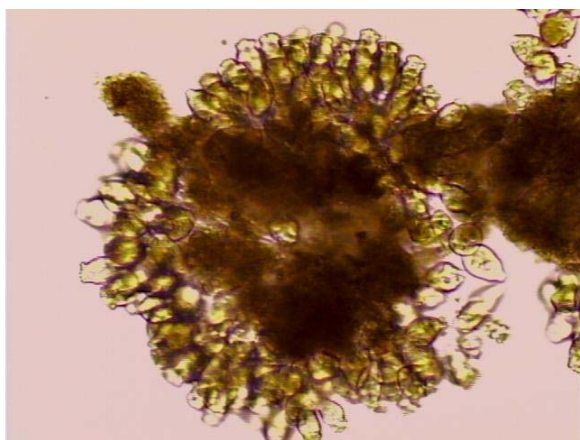


Figura 4.59. Floco com colônia de *Epistylis* sp e *Vorticellas* sp (100x).



Figura 4.60. *Uronema* sp no meio líquido (400x).

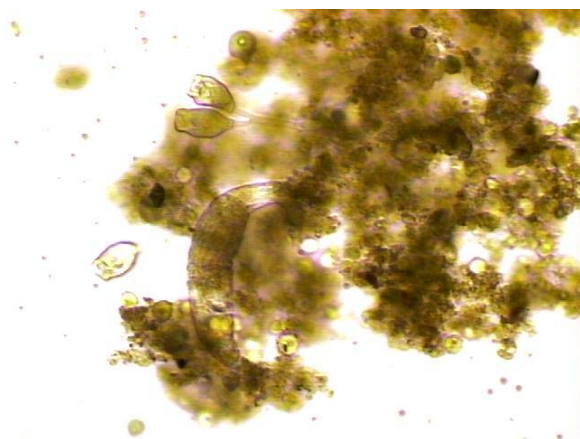


Figura 4.61. Diversidade de microrganismos (100x).

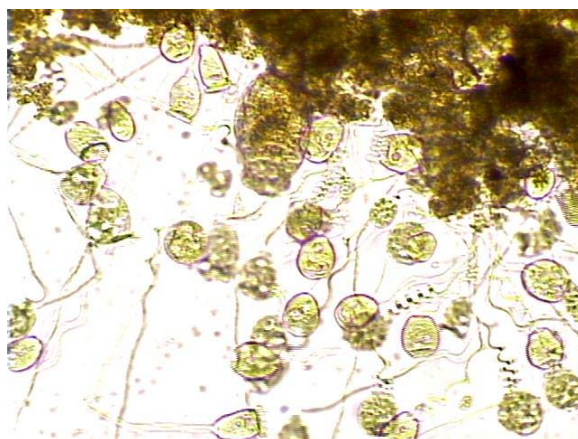


Figura 4.62. Floco com *Vorticellas* sp e Rotífero (100x).

Os micrometazoários do tipo Rotíferos normalmente indicam uma situação estável do sistema, os quais morrem na ausência de oxigênio (CANLER et al., 1999). A ocorrência de tecamebas é sinal de boa depuração, segundo Madoni (1994) citado em CETESB (1997). Os ciliados fixos do tipo *Vorticellas* sp, são indicativos de boas condições de depuração, pois são espécies relativamente frágeis à introdução de compostos tóxicos e à falta de oxigênio. O comprimento do pedúnculo está relacionado com o grau de tratamento, ou seja, quanto mais longo, melhor é o tratamento. A ocorrência de *Epistylis* sp está associada a condições estáveis e aeração permanente. Os ciliados livres, do tipo *Uronema* sp (Figura 4.60), são indicativos de efluentes com boa aeração e são muito encontradas em instalações de tratamento cuja qualidade é de moderado a fraco (CANLER et al., 1999).

A presença, em grande número, de protozoários nos flocos, especialmente ciliados, com *Vorticella* sp, constitui um importante indício de boas condições do tratamento biológico, seja pelo seu papel como reguladores do número de bactérias, seja por contribuir para a formação do próprio floco/biofilme e também removerem a DBO (BRANCO, 1978).

O material suporte (PET) mostrou-se com colonização em praticamente toda sua superfície, com a predominância de *Vorticellas* sp e *Epistylis* sp (Figuras 4.63 e 4.64).

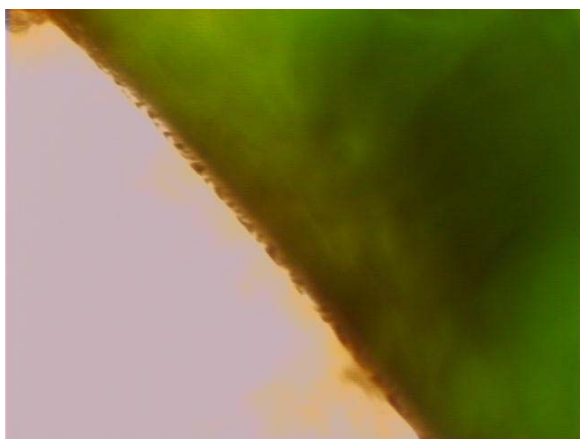


Figura 4.63. Suporte com início de colonização (30x).

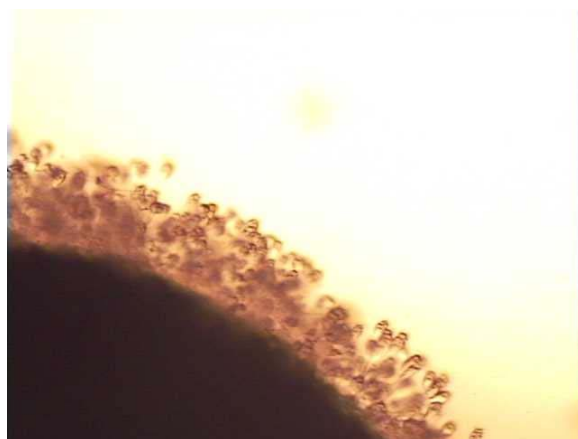


Figura 4.64. Suporte colonizado por *Epistylis* sp e *Vorticellas* sp (30x).

4.4.2. Etapa 1 - Adição de bicarbonato de sódio

As Figuras 4.65. a 4.69. apresentam as observações feitas ao microscópio ótico, realizadas durante a adição do bicarbonato no RLFSB, utilizando o PET como material suporte. Observaram-se os flocos do material em suspensão no interior do reator e o biofilme aderido ao meio suporte.

As observações microscópicas mostram grande diversidade de protozoários presentes nesta etapa (13/08 a 19/09), tais como: micrometazoários, ciliados livres e fixos.

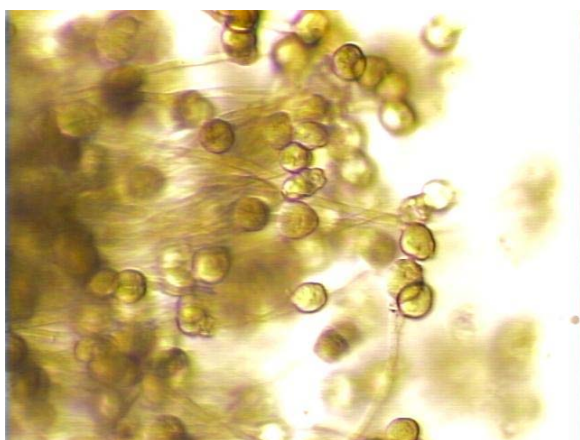


Figura 4.65. Flocos com *Vorticellas* sp (ciclo 3) (100x).

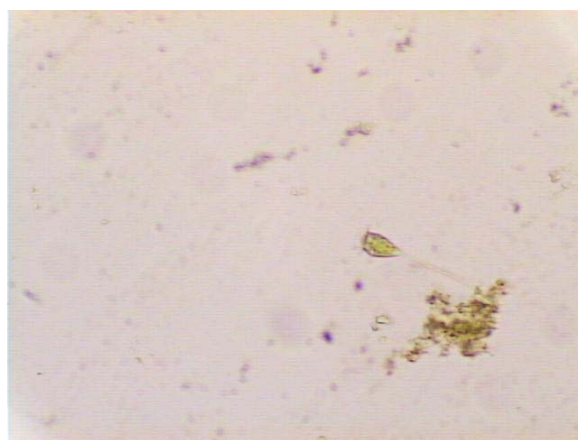


Figura 4.66. Flocos mal formados (ciclo 10) (100x).



Figura 4.67. Flocos com *Vorticella* sp (ciclo 10) (100x).



Figura 4.68. *Vorticella* sp, tronco sem cabeça (ciclo 22) (100x).

Na Figura 4.65. observa-se que no ciclo 3 dessa etapa, as *Vorticella* sp ainda predominavam nos flocos em suspensão no meio líquido. A partir do ciclo 10, os flocos apresentaram-se mal formados e com poucas *Vorticella* sp (Figura 4.66), e algumas *Vorticella* sp se apresentavam sem suas cabeças (Figura 4.67). No ciclo 22, as *Vorticella* sp presas nos flocos em suspensão (Figura 4.68) e no biofilme (Figura 4.69) apresentaram-se sem cabeças.

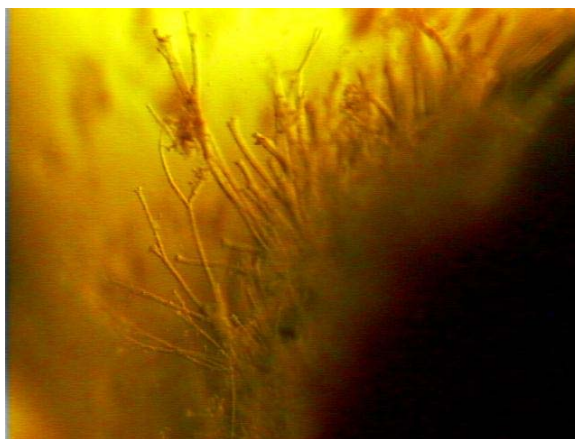


Figura 4.69. *Vorticella* sp, tronco sem cabeça (ciclo 22) (100x).

Uma explicação para os fatos descritos acima poderia ser afluente de má qualidade e o reator funcionando em bateladas longas.

Durante essa etapa, o esgoto afluente apresentou-se com $DBO/NTK=5,6/1$ e $DBO/P_T=20/1$, estando abaixo do recomendado por Branco (1978) para se obter uma boa floculação bacteriana.

No decorrer desta etapa foi possível observar também a presença de Rotíferos (Figura 4.70) e *Aspidisca* sp (Figura 4.71), indicando uma situação estável (pH ótimo, OD disponível e temperatura adequada) para o crescimento e o desenvolvimento de microrganismos presentes no tratamento.

A relação dos protozoários com a nitrificação não é bem conhecida. De acordo com Gerardi (1986) citado por Bento (2002), têm-se verificado que o grau de nitrificação é maior quando no reator estão presentes as *Vorticellas* sp e *Epistylis* sp.

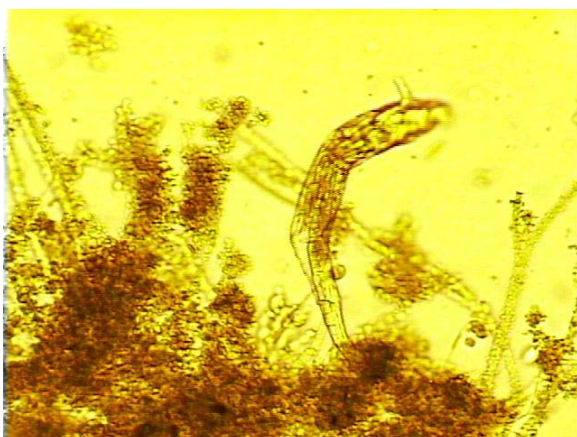


Figura 4.70. Presença de Rotíferos (ciclo 22) (100x).



Figura 4.71. Presença de *Aspidisca* sp (ciclo 38) (400x).

4.4.3. Etapa 2 - Estratégia operacional 1

A etapa 2 foi realizada com a utilização do PVC como material suporte. Para os ciclos da estratégia operacional 1, realizados no período de 18/11 a 14/12. O tipo de material suporte (PVC), opaco, dificultou a observação do biofilme aderido, com imagens opacas e sem definição. Por isso são apresentados apenas fotos dos flocos do material em suspensão no interior do reator.

Nos ciclos iniciais os flocos apresentaram-se bem formados com predominância de *Vorticellas* sp (Figura 4.72) e diversos organismos, destacando a ocorrência de tecamebas, Rotíferos, Tokophrya, *Zooglea* sp e colônia de bactérias (Figuras 4.73 a 4.75).

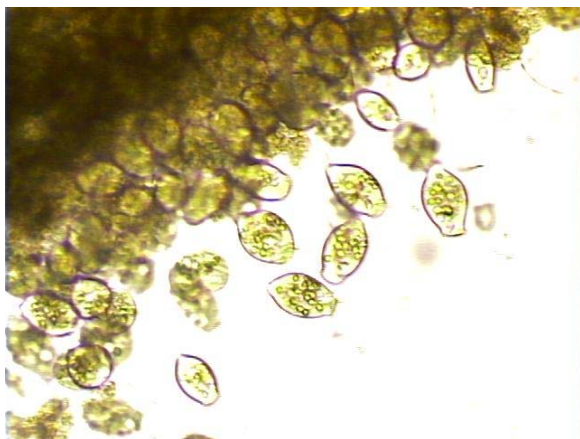


Figura 4.72. Flocos com *Vorticellas* sp (ciclo 1) (100x).



Figura 4.73. Presença de tecamebas, colônias de bactérias e Rotíferos (ciclo 17) (400x).



Figura 4.74. *Vorticellas* sp e *Tokophrya* (ciclo 17) (400x).



Figura 4.75. Presença de *Zooglea* sp e colônia de bactérias (ciclo 17) (400x).

A *Zooglea* sp é geralmente encontrada em efluentes com deficiência de fosfato (EIKELBOOM & BUIJSEN, 1981; JENKINS et al., 1993; BAYRISCHES LANDESAMT, 1999). Por absorver muita água em sua estrutura, a *Zooglea* sp proporciona dificuldades na desidratação do lodo de estações de tratamento de esgoto.

4.4.4. Etapa 2 - Estratégia operacional 2

Na estratégia operacional 2, realizada no período de 15/12 a 23/12, foram observados apenas os flocos do material em suspensão no interior do reator (Figuras 4.76 e 4.77).

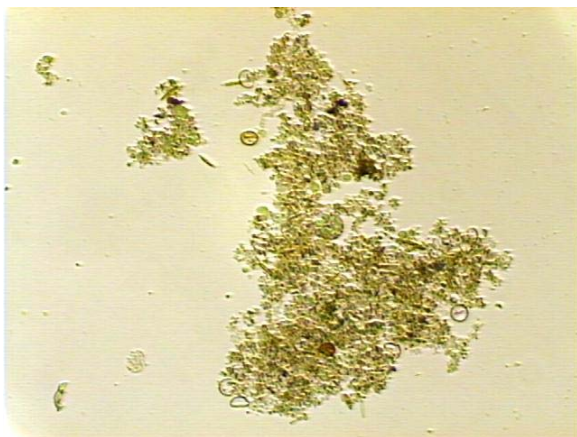


Figura 4.76. Flocos com tecameba (100x).



Figura 4.77. Rotífero e tecameba (100x).

Durante esta estratégia foi observado que os microrganismos não estavam mais presos aos flocos. A Figura 4.76. apresenta flocos em suspensão com tecamebas em seu interior. Na Figura 4.77. observa-se Rotífero suspenso no meio líquido e a presença de tecamebas no flocos ao lado. Não foi observado em nenhuma imagem a presença das *Vorticellas* sp nos flocos em suspensão, porém a microscopia eletrônica, item 4.5.3., mostrou que estas estavam presentes no biofilme.

4.4.5. Etapa 2 - Estratégia operacional 3

Esta estratégia operacional foi realizada no período de 30/12 a 12/01, sendo observados apenas os flocos do material em suspensão no interior do reator (Figuras 4.78 a 4.81).

As Figuras 4.78. e 4.79. mostram as observações feitas nos ciclos iniciais desta estratégia. Verifica-se a presença de colônias de *Epistylis* sp presas aos flocos e *Aspidisca* sp em suspensão no meio líquido. *Epistylis* sp são indicadoras de efluente tratado de boa a muito boa qualidade, pois possuem boa capacidade depuradora na remoção carbonácea (EIKELBOOM & BUIJSEN, 1981; JENKINS et al., 1993; CETESB, 1997; CANLER et al., 1999). Em climas como o do Brasil, as colônias de *Epistylis* sp podem chegar a um tal

crescimento, capaz de causarem problemas na operação de tratamento (HOFFMANN et al., 2001).

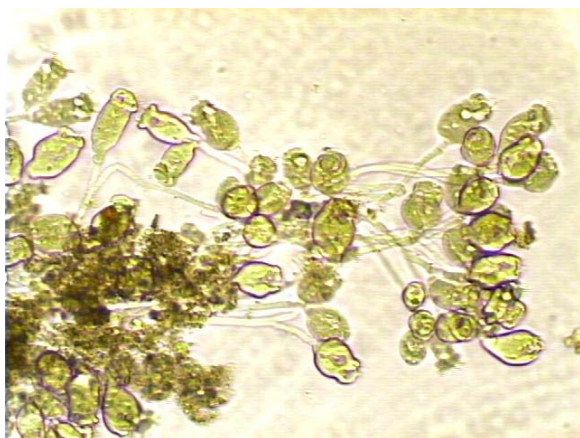


Figura 4.78. Colônia de *Epistylis* sp (ciclo 11) (100x).



Figura 7.79. Presença de *Aspidisca* sp (ciclo 11) (400x).

Nas Figuras 4.80. e 4.81. são apresentadas as observações feitas nos ciclos finais, e verifica-se que as *Epistylis* sp ainda se encontram presentes junto aos flocos, ocorrendo também a presença de Rotíferos.

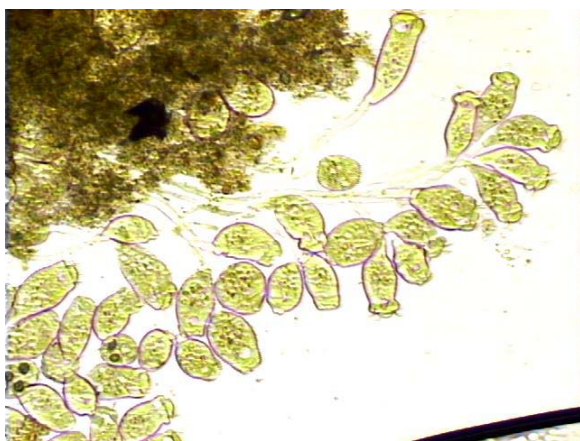


Figura 4.80. Colônia de *Epistylis* sp (ciclo 23) (100x).

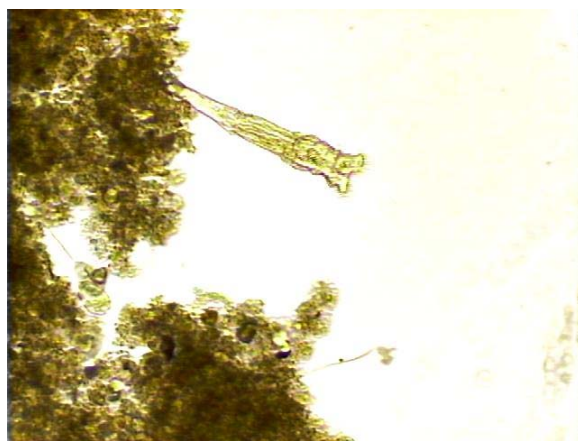


Figura 4.81. Rotífero preso aos flocos (ciclo 23)(100x).

4.5. MICROSCOPIA ELETRÔNICA

As Figuras 4.82. a 4.85. apresentam as observações feitas no microscópio eletrônico de varredura (MEV) com os materiais suporte PET e PVC, antes e após o tratamento químico.

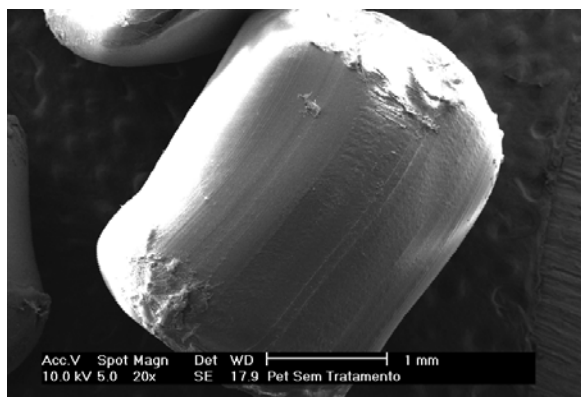


Figura 4.82. PET não tratado (20x).

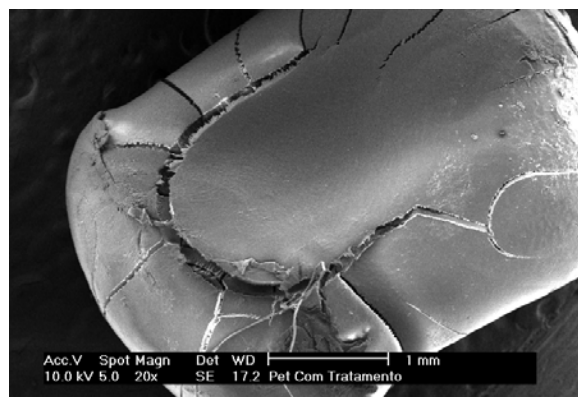


Figura 4.83. PET tratado (20x).

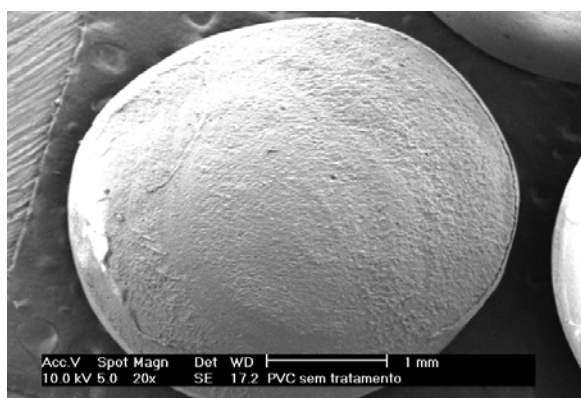


Figura 4.84. PVC não tratado(20x).

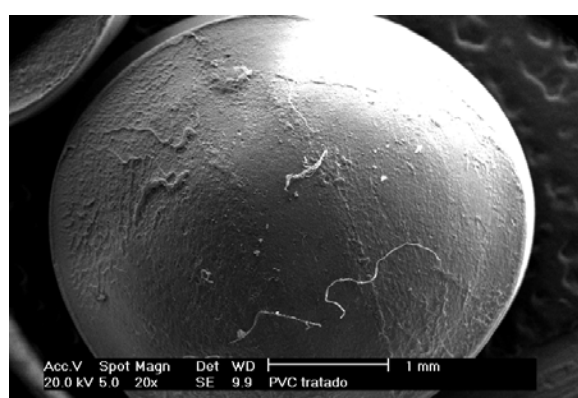


Figura 4.85. PVC tratado (20x).

Observa-se que o PET e PVC, em seu estado natural (sem tratamento) já apresenta uma superfície porosa (Figuras 4.82 e 4.84), que se acentua com o tratamento químico efetuado com ácido nítrico, permitindo um aumento na rugosidade do material (Figuras 4.83 e 4.85) e conseqüentemente uma melhor aderência da biomassa.

4.5.1. Etapa 1

As Figuras 4.86. a 4.91. apresentam as observações feitas no microscópio eletrônico de varredura (MEV), na etapa 1, com material suporte PET. Estas figuras referem-se somente aos ciclos onde ocorreu a estratificação na parte superior do leito.

Observa-se na Figura 4.86. e 4.87. que o PET está todo recoberto com biofilme, podendo-se identificar a presença de *Vorticellas* sp. Este material foi coletado na parte superior do reator, onde o material se apresentava estratificado.

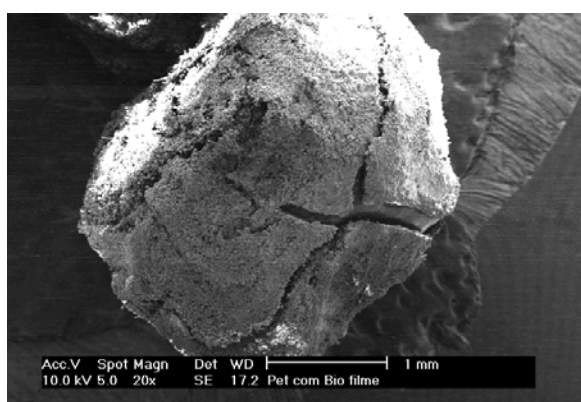


Figura 4.86. PET colonizado (20x).

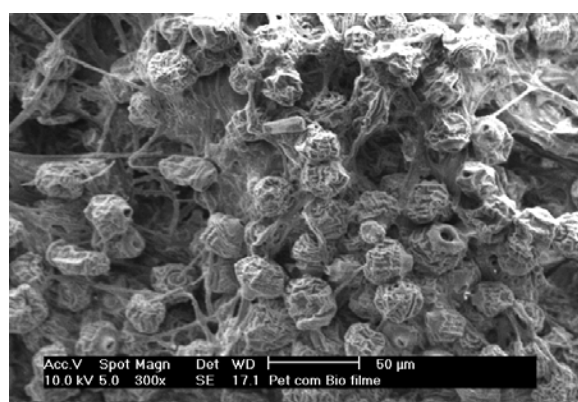


Figura 4.87. PET colonizado (300x).

Igualmente, o material suporte que não estava estratificado, foi coletado no interior do reator, para efeito de comparação. A Figura 4.88. e 4.89. apresentam áreas específicas de colonização com predominância de *Vorticellas* sp, e as superfícies lisas colonizadas por bactérias.

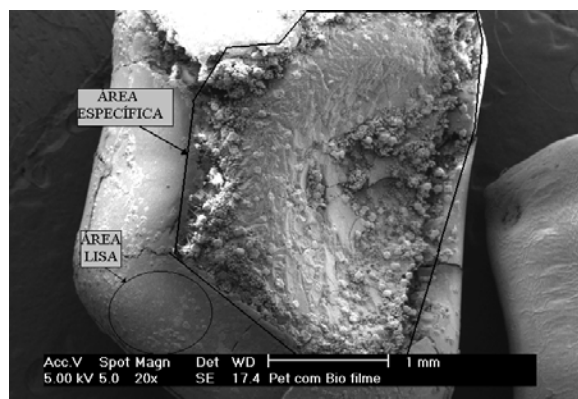
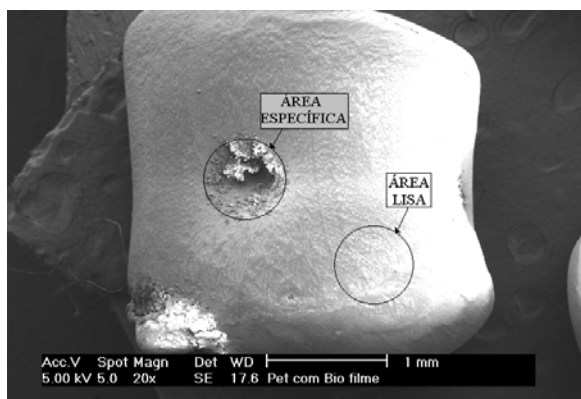


Figura 4.88. e 4.89. Área específicas colonizadas por *Vorticellas* sp e áreas lisas colonizadas por bactérias (20x).

A Figura 4.90. mostra mais detalhadamente a colonização nas áreas específicas (150x), enquanto a Figura 4.91. mostra a colonização na superfície lisa (2400x).

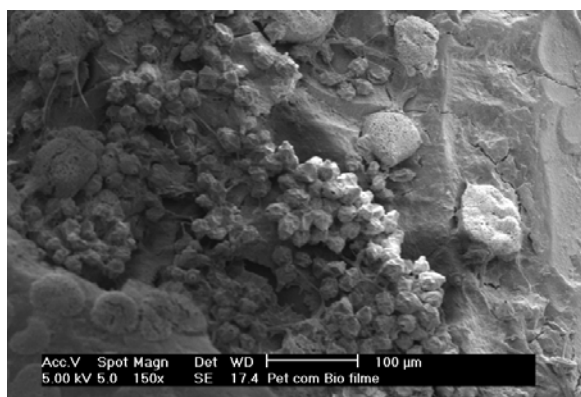


Figura 4.90. Colônias de *Vorticellas* sp e *Epistylis* sp (150x).

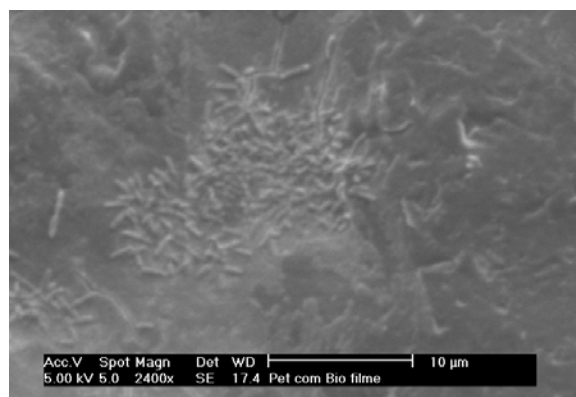


Figura 4.91. Presença de bactérias (2400x).

Observa-se que nas áreas específicas ocorre a predominância de *Vorticellas* sp e *Epistylis* sp na superfície do suporte. Já nas áreas lisas, verifica-se a presença de bactérias na forma de bastonetes. As bactérias são os microrganismos mais importantes na decomposição da matéria orgânica e reciclagem de nutrientes. São seres unicelulares e procariotas e podem ser visualizadas apenas ao microscópio. São adaptadas às mais variadas condições físico-químicas de pH, temperatura, salinidade e pressão (BENTO, 2002).

4.5.2. Etapa 2 - Estratégia operacional 1

Na estratégia 1 (etapa 2), com utilização do PVC, observou-se que o biofilme recobriu todo o material suporte (Figuras 4.92 e 4.93), identificando-se a presença de ciliados fixos do tipo *Vorticellas* sp (Figura 4.92) e de diatomáceas (Figura 4.93) em sua superfície.

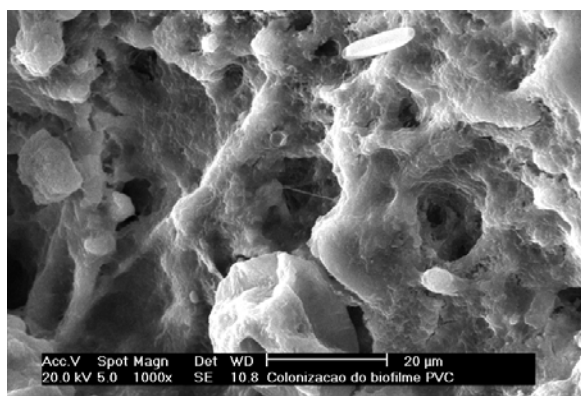


Figura 4.92. *Vorticellas* sp (1000x).

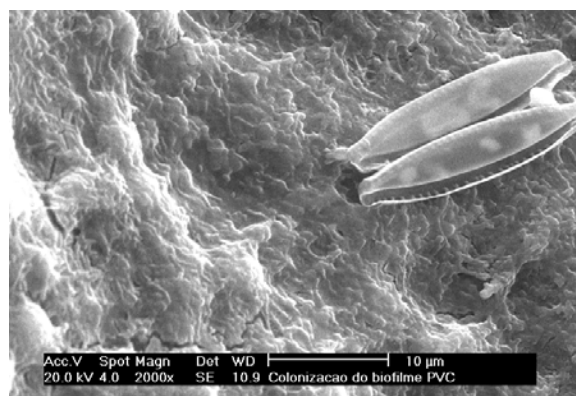


Figura 4.93. PVC colonizado (2000x).

A presença de algas diatomáceas deve-se a entrada de luz no reator construído em acrílico transparente.

Nas Figuras 4.94. e 4.95. verifica-se a presença de bactérias na forma de bastonetes. Segundo Pelczar et al., (1997), as bactérias apresentam formas variadas, especialmente esféricas, bastonetes e espirilos, com tamanhos variando entre 0,5 e 5,0 μm .

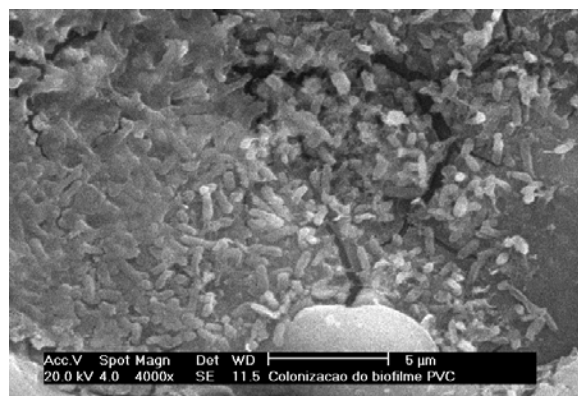
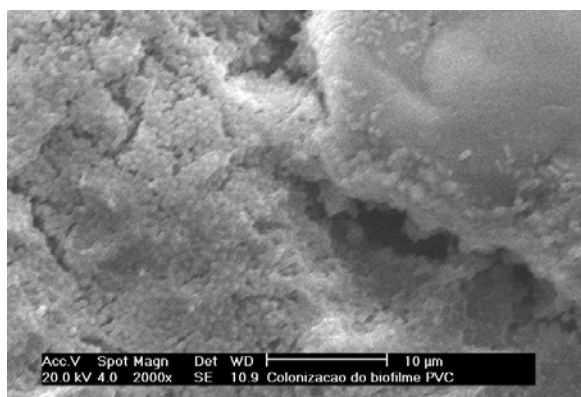


Figura 4.94. e 4.95. PVC colonizado por bactérias na forma de bastonetes (2000x) e (4000x).

4.5.3. Etapa 2 - Estratégia operacional 2

As Figuras 4.96. e 4.97. apresentam as observações feitas do biofilme aderido à partícula nos ciclos iniciais desta estratégia. Assim como na estratégia 1, verifica-se que o biofilme está bem formado, ocorrendo a presença de *Vorticellas* sp e bactérias na forma de bastonetes.

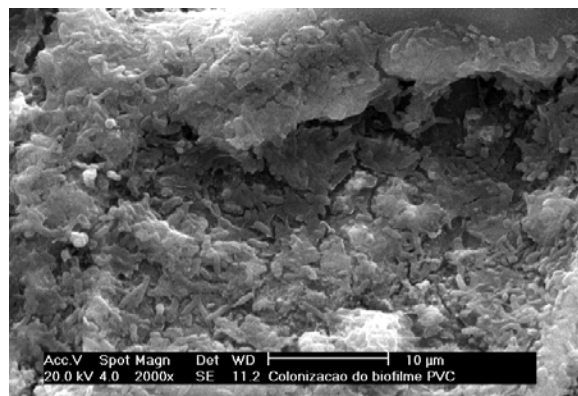
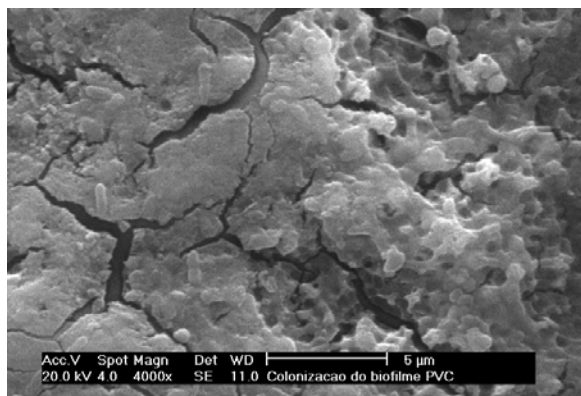


Figura 4.96. e 4.97. Presença de bactérias (4000x) e (2000x).

Observou-se também a presença de áreas específicas colonizadas e áreas lisas sem colonização. As Figuras 4.98. e 4.99. referem-se aos ciclos finais desta estratégia. Nas áreas específicas observa-se a presença de *Epistylis* sp (Figura 4.98) e *Vorticellas* sp (Figura 4.99).

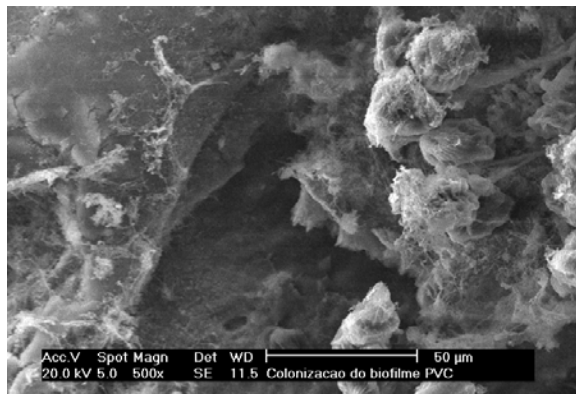
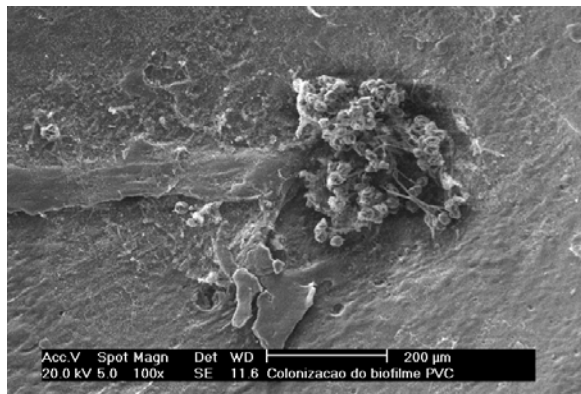


Figura 4.98.Área específica colonizada(100x). Figura 4.99.Presença de *Vorticellas* sp (500x).

4.5.4. Etapa 2 - Estratégia operacional 3

As Figuras 4.100. e 4.101. apresentam a colonização do biofilme nos ciclos iniciais, com *Vorticellas* sp e *Epistylis* sp, verifica-se também a presença de bactérias, observadas em todas as estratégias.

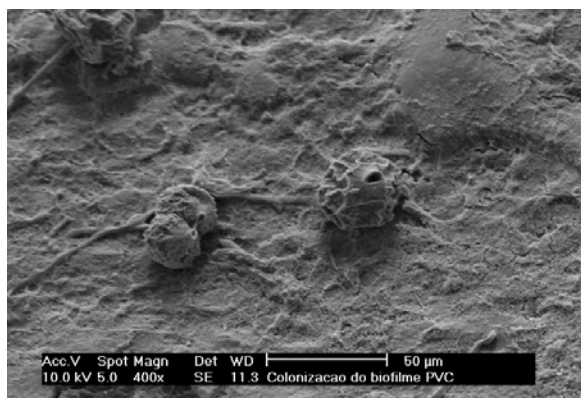


Figura 4.100. *Vorticellas* sp (400x).

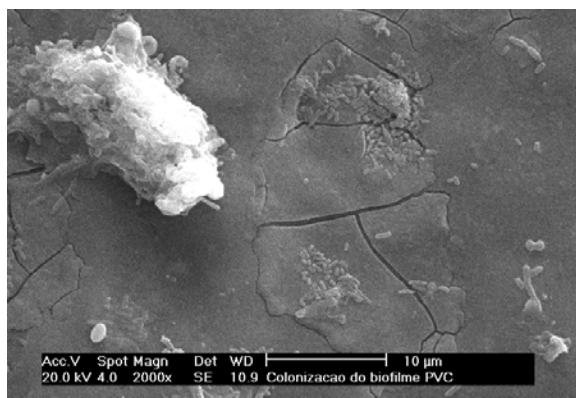


Figura 4.101.Bactérias tipo bastonetes(2000x).

Nos ciclos finais também foram observadas as *Epistylis* sp e as bactérias, mas em maior número que nos ciclos iniciais. A Figura 4.102. apresenta um biofilme bem formado e colonizado com muitas *Epistylis* sp e a Figura 4.103. mostra um grande número de bactérias.

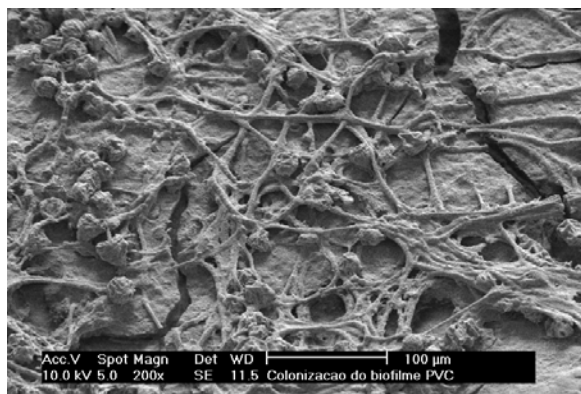


Figura 4.102. Biofilme colonizado (200x).

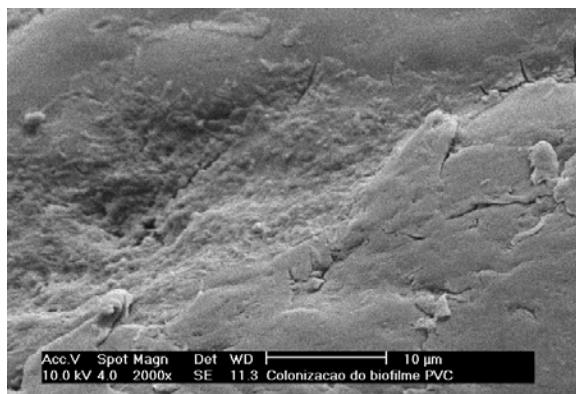


Figura 4.103. Presença de bactérias (2000x).

Fried e Lemmer (2003) estudaram a dinâmica dos ciliados, em reatores de biofilme sequencial em batelada, e observaram que a *Epistylis* cf. *coronata* e *Opercularia asymmetrica* foram as espécies mais abundantes deste grupo nos reatores investigados. Estas espécies influenciam diretamente na formação do biofilme. Os autores ressaltam que as observações microscópicas do biofilme e em especial a presença de ciliados pedunculados são muito importantes no controle operacional das ETE's.

5. CONCLUSÕES E RECOMENDAÇÕES

5.1. CONCLUSÕES

Neste estudo avaliou-se o comportamento de um reator de leito fluidizado sequencial em batelada (RLFSB) para nitrificação de esgoto urbano, onde se testou dois tipos de material suporte, o PET e o PVC, aplicando-se diferentes estratégias operacionais. Com base nas análises e discussões dos resultados, pode-se concluir que:

Etapa 1 - PET:

- O reator RLFSB foi capaz de tratar cargas variando entre 0,068 e 0,17 Kg DQO_F/m³.d e entre 0,017 e 0,033 Kg N-NH₄ /m³.d, produzindo um efluente ao final de 12 horas do ciclo com concentrações médias de 78 mg DQO_F/L e 12 mg N-NH₄/L;
- A adição do bicarbonato de sódio mostrou-se condição necessária para a realização da nitrificação.

Etapa 2 - PVC:

- O reator foi capaz de tratar cargas variando entre 0,12 e 0,23 Kg DQO_F/m³.d e entre 0,023 e 0,043 Kg N-NH₄ /m³.d., produzindo um efluente ao final de 7 horas do ciclo com concentrações médias de DQO_F < 75 mg/L e de N-NH₄ < 5,0 mg/L;
- A adição do bicarbonato de sódio aumentou a eficiência de remoção da amônia, passando de 91% (sem bicarbonato) para 99% (com bicarbonato) e reduzindo o tempo de nitrificação;
- A remoção de fósforo total foi pequena devido à falta de fases anaeróbias/anóxicas durante os ciclos;
- Os parâmetros pH, OD e ORP monitorados “on line” podem ser usados para controle do processo de nitrificação biológica. A remoção da amônia corresponde exatamente ao “vale da amônia” na curva pH x tempo e ao “break point de OD” na curva OD x tempo.

Nas duas etapas do estudo, o biofilme apresentou-se com diversidade de microrganismos, predominando bactérias em bastonetes e ciliados fixos pedunculados do gênero *Vorticellas* sp.

As estratégias operacionais deram resultados satisfatórios quanto à remoção carbonácea e a nitrificação, mostrando que o RLFSB é uma alternativa inovadora e interessante para o tratamento de esgoto urbano.

5.2. RECOMENDAÇÕES

Em vista das limitações deste trabalho e das conclusões apresentadas, alguns tópicos podem ser explorados dando continuidade às pesquisas:

- Efetuar a automação do reator;
- Realizar estratégias de funcionamento com fases aeróbias e anóxicas, objetivando a nitrificação e desnitrificação do esgoto;
- Testar diferentes tipos de despejos;
- Testar outros materiais suportes e seu desempenho em RLFSB;
- Efetuar estudos de custos, operacional e instalação, visando a aplicação desse tipo de reator em escala real.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

AL-SHAREKH, H. A., HAMODA, M. F. Removal of organics from wastewater using a novel biological hybrid system. **Water Science and Technology**, v. 43, n. 1, p. 321-326, 2001.

ALVES, K. C. G. **Tratamento de efluentes têxteis usando reator de leito fluidizado trifásico aeróbio com pré ou pós-ozonização**. Dissertação (Mestre em Engenharia Ambiental) - Pós-graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis.
p.90, 2000.

ANDREOTTOLA, G., FOLADORI, P. And RAGAZZI, M. On-line control of a SBR system for nitrogen removal from industrial wastewater. **Water Science and Technology**, v. 43, n. 3, p. 93-100, 2001.

ANDREOTTOLA, G., FOLADORI, P. RAGAZZI, M. and VILLA, R. Treatment of winery wastewater in sequencing batch biofilm reactor. **Water Science and Technology**, v. 45, n. 12, p. 347-354, 2002.

ANTHONISEN, A C., LOEHR, R. C., PRAKASAM, T. B. S. and SRINATH, E. G. Inhibition of nitrification by ammonia and nitrous acid. **Journal of Waste Pollution Control Federation**, 48:835, 1976.

APHA, AWWA, WEF. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**. 20ª ed, American Public Health Association. Washington DC, 1998.

APHA, AWWA, WPCF. **Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater**, 18ª ed, American Public Health Association. Washington DC, 1991.

ARANTES, R. F. M., KATO, M. T. e FLORENCIO, L. **Comparação do desempenho de reatores tipo EGSB aeróbio e anaeróbio para o tratamento de esgotos domésticos**. In: Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Coletânea de trabalhos técnicos - Volume 1, PROSAB-2, p. 95-106, 2000.

ARTAN, N., ORHON, D. and TASLI, R. Design of SBR systems for nutrient removal from wastewaters subject to seasonal fluctuations. **Water Science and Technology**, v. 46, n. 8, p. 91-98, 2002.

ARTAN, N., WILDERER, P., ORHON, D., MORGEROTH E., ÖZGÜR N. The mechanism and design of sequencing batch reactor systems for nutrient removal - The State of the Art. **Water Science and Technology**, v.43, n 3, p 53-60, 2001.

AURESENIA, J., HIBIYA, K., TSUNEDA, S. and HIRATA, A. **Kinetic equation for simultaneous oxidation of total organic carbon and ammonium-nitrogen in three-phase fluidized bed biofilm reactor**. In: IAWQ/IWA - *Conference on Biofilm Systems*, New York. 1999.

BARBOSA, S. R. **Tratamento de efluentes em reator de leito fluidizado seqüencial em batelada**. Dissertação (Mestre em Engenharia Ambiental) - Pós-graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, SC, 165 p., 2004.

BARTHEL, L. **Estudo de biofilme desenvolvido em reator de leito fluidizado trifásico aeróbio no tratamento de efluentes têxteis**. Dissertação (Mestre em Engenharia Ambiental) - Pós-graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, SC, 80 p., 1998.

BAYRISCHES LANDESAMT FÜR WASSERWIRTSCHAFT. **Das mikroskopische bild bei der aeroben abwasserreinigung informationsberichte**. München, Hett 1/99 3. Erweiterte ud überarbeitete Auflage, 1999.

BENTO, A. P. **Caracterização da microfauna no sistema insular de tratamento de esgotos de Florianópolis/ SC: um instrumento de controle operacional e avaliação da eficiência do processo**. Dissertação de Mestrado, Curso de Pós-graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 167 p., 2002.

BERGAMASCO, R. **O uso de partículas poliméricas para adesão microbiana em tratamento biológico de resíduos**. Tese (Doutor em Engenharia Química) - Curso de Pós-Graduação em Engenharia Química, Universidade Estadual de Campinas. São Paulo, 147 p.,1996.

BITTON, G. **Wastewater microbiology**. University of Florida Gainesville, Department of Environmental Engineering Sciences. Wiley-Liss, 1994.

BRANCO, S. M. **Hidrobiologia Aplicada à Engenharia Sanitária**. 2ª. Ed., CETESB, São Paulo, 620 p., 1978.

BUSWELL, A. H., SHIOTA, T., LAWRENCE, N. and VAN METER, I. Laboratory studies on the kinetics of the growth of *Nitrosomonas* with relation to the nitrification phase of the BOD test. **App. Microbiol.** 2:21, 1954.

CANLER, J.P., PERRET, J.M., DUCHÉNE, P. et COTTEUX, É. **Aide au diagnostic des stations d'épuration par l'observation microscopique des boues activées**. 1ª. Ed., France, 1999.

CETESB - Companhia de Tecnologia de Saneamento Ambiental. **Microbiologia de lodos ativados**. Diretoria e Transferência de Tecnologia. Setor de Treinamento, São Paulo, 1997.

CHENG, S. & CHEN, W. Organic carbon supplement influencing performance of biological nitrification in a fluidized bed reactor. **Water Science & Technology**. V 30, p. 131-142, 1994.

CHO B-C, CHANG C-N, LIAW S- L and HUANG P-T. The feasible sequential control strategy of treating high strength organic nitrogen wastewater with sequencing batch biofilm reactor. **Water Science and Technology**, v. 43, n. 3, p. 115-122, 2001.

CHUI, P. C., TAY, J. H. & OZAKI, H. Performance of a partly aerated biofilter in the removal of nitrogen. **Water Science and Technology**, p. 187-194, 1996.

CONAMA. **Resolução 20/86**. Conselho Nacional do Meio Ambiente. Ministério do Desenvolvimento Urbano e Meio Ambiente. 1986.

COOPER, P. F. & WILLIAMS, S. C. High-rate nitrification in a biological fluidized bed. **Water Science and Technology**, v. 22, p. 431-442, 1990.

COSTA, R. H. R. **Etude du controle du biofilm développe dans um lif fluidisé triphasique em épuration carbonée aérobie**. Toulouse. Thèse (Doctorat Ingénierie du Traitement et de

I' Epuration des Eaux), L' Institut National des Sciences Appliquées de Toulouse (INSA). 265 p., 1989.

CYBIS, L.F., SANTOS, A.V., GEHLING, G.R. Eficiência de reator seqüencial em batelada (RSB) na remoção de nitrogênio no tratamento de esgoto doméstico com DQO baixa. In: 22º Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária e Ambiental, **Anais**, Joinville, SC. 14 a 19 set. v.2, 2003.

CYBIS, L.F & PICKBRENNER, K. **Uso de reator seqüencial em batelada para pós-tratamento de efluentes de tratamento anaeróbio**. PROSAB - Coletânea de artigos técnicos, 1, p. 157-164, 2000.

CYBIS, L.F. **An innovative Approach to the Control of Sequencing Batch Reactors Used for Nitrification and Dinitrification**. Tese de Ph.D. University of Leeds, Leeds, Inglaterra, 240 p., 1993.

DEPPE, K. & ENGEL, H. **Untersuchungen ubre temperatureabhängigkeit der Nitratbildung durch *Nitrobacter winogradski* buch**. Bei ungehemmten und gehemnten wachstum. Zentbl. Bakt. Parasitkde 11 (113):561, 1960.

DISTLER, G. A. **Tratamento de esgoto doméstico em bio-reator aeróbio de leito fluidizado trifásico**. Tese de Doutorado, COPPE/UFRJ, 1995.

EIKELBOOM, D. H. & VAN BUIJSEN, H. J. J. Microscopic sludge investigation manual. **TNO Research Institut for Environmental Hygiene**, Delft, The Netherlands, 1981.

EPA, United States Environmental Protection Agency - Technology Transfer. **Manual Nitrogen control**. Washington - U.S.A. 311 p, 1993.

EPA, US. **Sequencing batch reactors for nitrification and nutrient removal**. Report prepared by hidroQual, Inc. Washington, DC, 1991.

FRANCISCO JUNIOR, R. A nova tecnologia de biofilme Kaldnes - MBBR. **Saneamento Ambiental**, n. 95, maio/junho, p. 46-48, 2003.

FRIED, J. & LEMMER, H. On the dynamics and function of ciliates in sequencing batch biofilm reactors. **Water Science and Technology**, v. 47, n. 5, p. 189-196, 2003.

FURTADO, A. A. L., ROSA, M. F., FERNANDES, J. M. O. & LEITE, S. G. F. **Nitrificação de efluente de refinaria de petróleo: acompanhamento microbiológico**. Anais do 11º Congresso de Engenharia Química, 2: 1542-1546, 1996.

GONÇALVES, R. F., CHERNICHARO, C. A. L., NETO, C. O. A., ALEM SOBRINHO, P., KATO, M. T., COSTA, R. H. R., AISSE, M. M., ZAIAT, M. **Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios**. Cap. 4. Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios por reatores com biofilme, p. 171-278, PROSAB 2, 2001.

GONÇALVES, R. F. **Aspectos teóricos e práticos do tratamento de esgoto sanitário em biofiltros aerados com leito granular submerso**. In: Anais do seminário internacional: Tendências no tratamento simplificado de águas residuárias domésticas e industriais, DESA/UFGM, Belo Horizonte, p. 128-143, 1996.

HANAKI, K.C.W, OHGAKI, S. Nitrification at Low Levels of Dissolved Oxygen With and Without Organic Loading in a Suspended-Growth Reactor. **Water Research**, 24:297, 1990.

HAO, O.J., HUANG, J. Alternating aerobic-anaerobic process for nitrogen removal: process evaluation. **Water Environ. Res.**, 68(1), p. 83-93, 1996.

HARREMOËS, P. Biofilm kinetics. **Water Pollution Microbiology**, 2:82-109, 1978.

HAUG, R. T. & MCCARTY, P. L. **Nitrification with the submerged filter**. Report prepared by the Department of Civil Engineering. Stanford University for the Environmental Protection Agency. Research Grant No. 17010 EPM (August), 1971.

HENDRICKX, T. L. G., MESKUS, E., KEISKI, R. L. Influence of the nutrient balance on biofilm composition in a fixed film process. . **Water Science & Technology**, v. 46, n.4-5, p. 7-12, 2002.

HEIN de CAMPOS, R. **Utilização de reator de leito fluidizado trifásico aeróbio em sistema de tratamento combinado de águas residuárias**. Dissertação (Mestre em Engenharia Ambiental) - Pós-graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, SC, 117 p., 2001.

HENZE, M; HARREMOES, P; JANSSEN, J. C. e ARVIN, E. **Wastewater treatment: Biological and chemical processes**. Springer Verlag, Heidelberg, 1995.

HOFFMANN, H., BENTO, A. P., BELLI FILHO, P., PHILIPPI, L. S. **Utilização de imagem microscópica na avaliação das condições de operação – Uma aplicação da experiência da Alemanha em estações de tratamento no Brasil.** In: XXI Congresso Brasileiro de Engenharia Sanitária Ambiental (ABES), João Pessoa, PB, 2001.

HOFFMANN, H. **Externe Anzucht von Nitrifikanten im Schlammwasser - ein Beitrag zur reduktion punktueller Stoffeinträge in Gewässer .** Veröffentlichung des Institutes für Kulturtechnik und Siedlungswasserwirtschaft, der Universität Rostock, No.3, 6, 2000.

HOLST, T. C., TRUC, A., PUJOL, R. Anaerobic fluidized beds: Tens years of industrial experience. **Water Science and Technology**, v. 24, n. 8, p. 109-132, 1997.

IWAI, S. & KITAO, T. **Wastewater treatment with microbial films.** Technomic Publishing, Pennsylvania, p. 5-80, 1994.

JENKINS, D. RICHARD, M. G., DAIGGER, G.T. **Manual on the Causes and Control of Activated Sludge Bulking and Foaming.** 2^a ed.,1993.

JERIS, J. S, OWENS, R. W., FLOOD, F. **Secondary treatment of municipal wastewater with fluidized-bed technology.** In: **Biological Fluidized Bed Treatment of water and wastewater.** P. F. Cooper e B. Atkinson (eds.). WRC. Chichester, Inglaterra, Ellis Horwood, p. 112-120, 1981.

JORDÃO, E. P. e PESSOA, C. A. **Tratamento de Esgotos Domésticos.** 3^a edição, ABES, Rio de Janeiro. 720 p., 1995.

KAICK, T. S. V. **Estação de tratamento de esgoto por meio de zona de raízes: uma proposta de tecnologia apropriada para saneamento básico no litoral do Paraná.** Dissertação (Mestre em Tecnologia) - Curso de Pós-graduação em Tecnologia, Centro Federal de Educação Tecnológica do Paraná. Curitiba, p.116, 2002.

KAMIYAMA, H. Lodo ativado por batelada (LAB): os princípios, as modalidades operacionais e suas vantagens. In: XVI CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL. **Anais..** ABES, p. 441-447, Goiânia-GO, Set/1991.

KATO, M. T., FLORENCIO, L. e ARANTES, R. F. M. **Pós-tratamento de efluentes anaeróbios em reator EGSB com lodo.** In: Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Coletânea de trabalhos técnicos - Volume 1, PROSAB-2, p. 175-185, 2001.

KATSOGIANNIS, A. N., KORNAROS, M. and LYBERATUS, G. Long-term effect of total cycle time and aerobic/anoxic phase ratio on nitrogen removal in a sequencing batch reactor. **Water Environment Research**, v. 74, n. 4, p. 324-337, 2002.

KATSOGIANNIS, A. N., KORNAROS, M. and LYBERATUS, G. Enhanced nitrogen removal in SBRs bypassing nitrate generation accomplished by multiple aerobic/anoxic phase pairs. **Water Science & Technology**, v 47 n.11, p. 53-60, 2003.

KETCHUM JR., L. H. Design and physical features of sequencing batch reactors. **Water Science and Technology**, v. 35, n. 1, p. 11-18, 1997.

LAUDELOUT, H & VAN TICHELEN, L. Kinetics of the nitrite oxidation by *Nitrobacter winogradski*. **J. Bact.** 79:39, 1960.

LAZAROVA, V. & MANEM, J. Advances in biofilm aerobic reactors ensuring effective biofilm activity control. IN: SECOND INTERNATIONAL SPECILIZED CONFERENCE ON BIOFILM REACTORS, 2, Paris, France. **Anais...**, 917, p. 411-420, 1993.

LIU, Y. & CAPDEVILLE, B. Specific activity of nitrifying biofilm in water nitrification process. **Water Research**, vol. 30, n. 7, 1996.

LOWRY, O. H., ROSEBROUGH, N. J., FARR, A. L. and RANDALL, R. J. Protein measurements with the folin phenol reagent. **Journal Biological & Technology**, v. 35, n. 4, p. 321-327, 1997.

MARTINS, C.L. **Comportamento de reator de leito fluidizado trifásico aeróbio utilizando diferentes materiais suporte.** Dissertação de Mestrado, UFSC, Florianópolis, SC, 153 p, 2003.

MCCARTY, P. L. Thermodynamics of biological synthesis and growth. Proceedings of the 11th Int. Conf. on Water Poll. Res., p. 169-199. Tokyo, Japan, 1964.

METCALF & EDDY. **Waste Engineering: treatment, disposal and reuse**. Mc Graw Hill, 3ª ed., 1991.

MOREAU, M. **Elimination simultanée des pollutions carbonées et azotées dans un lit à circulation de matériaux**. These Doctorat, n. 261, INSA - Toulouse, France, 1993.

MOREIRA, M., YAMAKAWA, C.S., ALEGRE, M.R. Adição de Fonte de Carbono no Início da Fase Anóxica na Remoção de Macronutrientes e DQO por Lodo Ativado Usando RBS no Tratamento de Água Residuária Avícola. **Engenharia Sanitária e Ambiental**, v 7, n.1, p. 16-20, 2002.

MORGANTE, P. G. **Fixação biológica e assimilação de nitrogênio**.ESALQ/USP, 1997.

NG, W. J. Sequencing batch reactor (SBR) treatment of wastewaters. **Environmental Sanitation Reviews**, v. 28, p. 1-54, 1989.

ØDEGAARD, H., GISVOLD, B., STRICKLAND, J. The influence of carrier size and shape in the moving bed biofilm process. **Water Science and Technology**, v. 41, n. 4-5, p. 383-391, 2000.

ORHON, D., SEKOULOV, I. and DULKADIROGIU, H. Innovatives technologies for wastewater treatment in coastal tourist areas. **Water Science and Technology**, v. 46, n. 8, p. 67-74, 2002.

PÁDUA, H.B. [http:// www.aquiculturafb.hpg.ig.com.br/necessaria.htm](http://www.aquiculturafb.hpg.ig.com.br/necessaria.htm), 2002. 20/04/2002.

PAINTER, H. A. A review of literature on inorganic nitrogen metabolism in microorganisms. **Water Research**. 4 (6): 393, 1970.

PELCZAR, M. J., CHAN, E. C. S., KRIEG, N. R. **Microbiologia. Conceitos e aplicações**. Vol.1, 2ª ed. Makron Books, São Paulo, SP, 1997

POLANCO, F. F., VILLAYERDE, S. & GARCIA, P. A. Temperature effect on nitrifying bacteria activity in biofilters: activation and free ammonia inhibition. **Water Science and Technology**, v. 30, p. 121-130, 1994.

RICKLEFS, R.E. **A economia da natureza**. 3^a. ed. Rio de Janeiro: Guanabara Koogan, p. 470, 1996.

RITTMANN, B. E. and MANEM, J. A. Development and experimental evaluation of a steady-state, multi-species biofilm model. **Biotechnology and Bioengineering**, v 39, p. 914-922, 1992.

RITTMANN, B. E. and MCCARTY, P. L. **Environmental biotechnology. Principles and application**. McGraw-Hill, New York, 2001.

ROCHA, R. R. A. **Nitrificação e desnitrificação de efluentes líquidos**. Dissertação (Mestre em Desenvolvimento de Processos) - Curso de Pós-graduação em Engenharia Química na Universidade Estadual de Maringá. Maringá, 119 p, 1997.

ROCHA, A. L. H. **Transferência de oxigênio e hidrodinâmica em reator de leito fluidizado**. Dissertação de Mestrado. COPPE, UFRJ, p. 164, 1992.

ROQUES, H. **Foundements théoriques du traitement biologique des eaux**. Tomes I et II, Technique et Documentation, 1980.

ROSA, M. F. **Nitrificação de efluentes salinos**. Tese de D. Sc., DEQ/DEB-EQ, UFRJ, Rio de Janeiro - RJ, 1997.

SALES, R. **Cinética de degradação de efluente têxtil por biofilme em leito fluidizado trifásico aeróbio**. Dissertação (Mestre em Engenharia Ambiental) - Curso de Pós-graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 117 p., 2001.

SEZERINO, P. H. **Utilização de biofiltros com macrófitas (vertical constructed wetlands) como pós-tratamento de lagoas de estabilização aplicadas aos dejetos de suínos**. Dissertação de Mestrado, UFSC, Florianópolis, SC, 123 p., 2002.

SILVERSTEIN, J. e SCHROEDER, E. D. Performance of SBR activated sludge processes with nitrification/denitrification. **Journal of Water Pollution Control Federation**, v. 54, n.4, p. 377-384, 1983.

SOUZA, R. R., BRESOLIN, I. T. L., BIONI, T. L., GIMENES, M. L. e DIAS-FILHO, B. P. Desempenho de reator de leito fluidizado trifásico para tratamento de efluente com elevada carga orgânica. **Anais... XIV Congresso Brasileiro de Engenharia Química-COBEQ**, Natal/RN, 2002.

STENSTROM, M. K. & SONG, S. S. Effects of oxygen transport limitation on nitrification in the activated sludge process. **Journal of Waste Pollution Control Federation**, 63:208, 1991.

SURAMPALLI, R. Y., TYAGI, R. D., SCHEIBLE, O. K. & HEIDMAN, J. A. Nitrification, denitrification and phosphorus removal in sequential batch reactors. **Bioresource Technology**, v. 61, p. 151-157, 1997.

SUTTON, M. P. & MISHRA, P. N. Fluidized bed biological wastewater treatment: effects of scale-up on system performance. **Water Science and Technology**, v. 22, n. 1/2, p. 419-430, 1990.

TAVARES, C. R. G. **Tratamento aeróbio de efluentes em bio-reatores de leito fluidizado trifásico**. Tese: Doutorado em Ciências em Engenharia Química COPPE, Universidade Federal do Rio de Janeiro, Rio de Janeiro, 203 p., 1992.

THAYALAKUMARAN, R., BHAMIDIMARRI and BICKERS, P. O. Biological nutrient removal from meat processing wastewater using a sequencing batch reactor. **Water Science and Technology**, v. 47, n. 10, p. 101-108, 2003.

Van HAANDEL, A.C. e MARAIS, G.O. **O Comportamento do sistema de lodo ativado - Teoria e aplicações para projetos e operação**. Universidade Federal da Paraíba, Campina Grande, epgraf, 472p, 1999.

Van LOOSDRECHT, M.C.M. & JETTEN, M.S.M. Microbiological Conversions in Nitrogen Removal. **Water Science and technology**, v.38, n.1, p. 1-7, 1998.

VIEIRA, A. G. F., KATO, M. T. E FLORÊNCIO, L. **Pós-tratamento em reator EGSB de efluentes de reator UASB tratando esgoto doméstico**. In: Pós-tratamento de efluentes de reatores anaeróbios. Coletânea de trabalhos técnicos - Volume 1, PROSAB-2, p. 87-94, 2000.

Von SPERLING, M. **Lodos Ativados - Princípios do tratamento biológico de águas residuárias**. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental; Universidade Federal de Minas Gerais, Belo Horizonte, v. 4, 1998.

Von SPERLING, M. **Princípios do Tratamento Biológico de Águas Residuárias**. Vol. 1 - Introdução à Qualidade das Águas e ao Tratamento de Esgotos, Ed. DESA-UFMG, 2ª. Ed. Departamento de Engenharia Sanitária e Ambiental- Universidade Federal de Minas Gerais, p. 243, 1996.

WOLFF, D. B., CHAVEZ, J. C. O., PAUL E. e COSTA, R. H. R. Tratamento de esgoto sanitário por reatores híbridos. In: XXII CONGRESSO BRASILEIRO DE ENGENHARIA SANITÁRIA E AMBIENTAL, Joinville, SC, **Anais...** ABES, 2003, CD-ROM.

WOFF, D. B. **Estudo da degradabilidade de um efluente têxtil por biomassa fixa através de um reator de leito fluidizado trifásico aeróbio**. Dissertação (Mestre em Engenharia Ambiental) - Curso de Pós-graduação em Engenharia Ambiental, Universidade Federal de Santa Catarina. Florianópolis, 92 p.,1997.

WPCF - Water Environment Federation. **Nutrient control**. Manual of practice FD - 17. Alexandria, Va: WEF, p. 184, 1983.

YU, R., ARTAN, N. e ORHON, D. The influence of different substrate on enhanced biological phosphorus removal in a sequencing batch reactor. **Water Science and Technology**, v. 35, n. 1, p. 75-80, 1997.

YU, R., ARTAN, N. e ORHON, D. The influence of different substrate on enhanced biological phosphorus removal in a sequencing batch reactor. **Water Science and Technology**, v. 35, n. 1, p. 75-80, 2001.

APÊNDICE

APÊNDICE A - Resultados do teste preliminar (etapa 1).

31/07/03	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	7,15	0,9	20,63	- 168,6
00:30	7,15	4,32	21,11	-168
01:00	7,2	4,83	21,71	-86
01:30	7,25	5,4	22,33	-34
02:00	7,3	4,93	23	-25
02:30	7,32	4,23	23,67	-21
03:00	7,36	4,06	24,33	-15
03:30	7,34	4,68	24,98	5
04:00	7,31	4,46	25,62	13
04:30	7,31	4,59	26,21	14
05:00	7,33	4,56	26,71	19
05:30	7,32	4,4	27,23	23
06:00	7,33	4,71	27,67	26
06:30	7,34	4,7	28,06	48
07:00	7,37	4,65	28,27	33

31/07/03	N-NH ₄ (mg/L)	N-NO ₂ (mg/L)	N-NO ₃ (mg/L)	NTK (mg/L)	DQO _{T/F} (mg/L)
00:00-Ench.	31,25	0,116	1,045	82,54	361 / 167
00:30	18,97	0,125	1,034	62,22	131,7
01:00	18,33	0,113	1	78,4	160,4
01:30	18,45	0,302	1,040	78,85	143
02:00	20,25	0,358	1,039	70,17	140
02:30	22,47	0,431	1,027	53,65	136
03:00	24,97	0,501	1,027	69,94	100
03:30	28,15	0,492	1,145	61,5	97
04:00	32,11	0,604	1,129	73,08	104
04:30	35,98	0,579	1,295	52,5	95
05:00	39,64	0,485	1,301	47,4	83
05:30	43,96	0,549	1,432	57,6	85
06:00	47,98	0,573	1,787	62,26	81
06:30	50,55	0,629	1,810	53,43	87
07:00	53,05	0,711	2,017	62,61	78

APÊNDICE B - Resultados do testes com adição de bicarbonato de sódio (etapa 1).

C7 (19/08/03)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	6,8	4,48	20,8	-123,8
00:30	7,17	3,68	21,35	-63
01:00	7,19	3,13	21,98	-18
01:30	7,15	2,93	22,6	1
02:00	7,13	2,95	23,19	12
03:00	7,06	4,27	24,26	35
04:00	7,03	3,79	25,34	44
05:00	6,98	3,72	26,15	68
06:00	6,97	3,78	26,78	62
07:00	6,95	3,88	27,34	68
08:00	6,94	4,04	27,52	71
09:00	6,86	3,77	27,65	74
10:00	6,75	4,05	27,67	80
11:00	6,66	4,12	27,8	85
12:00	6,6	4,21	27,85	92

C7 (19/08/03)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	NTK (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	56,04	0	0,995	78,12	318/290
00:30	21,83	0,504	21,04	34,38	113
01:00	21,55	1,039	26,26	23,49	100
01:30	20,18	1,524	26,88	23,57	94
02:00	17,61	1,932	23,06	22,9	147
03:00	16,42	1,856	20,39	21,72	118
04:00	15,9	2,4	17,67	19,5	99
05:00	14,7	3	15,88	18,1	86
06:00	12,9	3,55	11,82	15,9	95
07:00	10,38	3,73	22,87	14,8	78
08:00	9,47	3,54	20,7	13,2	73
09:00	7,96	3,45	16,06	11,3	60
10:00	5,25	0,245	21,45	9,8	59
11:00	4,35	0,255	23,4	10,2	54
12:00	2,9	0,217	27,5	8,2	50

C38 (19/09/03)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	6,99	3,37	17,22	-159
00:30	7,36	5,06	21,74	-55
01:00	7,38	4,76	22,06	8
01:30	7,27	4,99	22,35	25
02:00	7,2	4,42	22,65	49
03:00	7,32	6,12	23,39	62
04:00	7,23	4,88	24,1	111
05:00	7,24	7,14	25,03	91
06:00	6,84	7,04	25,97	62
07:00	7,17	4,45	26,8	77
08:00	7,11	4,5	27,66	80
09:00	7,1	4,8	28,26	133
10:00	7,06	5	28,64	95
11:00	7,08	5,36	28,69	127
12:00	6,98	5,44	28,45	141

C38 (19/09/03)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	NTK (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	63,83	0	0	68,37	185/179
00:30	26,288	0,2205	30,25	33,76	65,9
01:00	23,894	0,9603	31,78	33,5	48,08
01:30	21,748	1,7586	33,65	33,88	57,73
02:00	18,458	2,466	42,96	25,4	89,76
03:00	19,4	3,2656	44,4	21,22	86,17
04:00	17,84	4,4752	54,38	20,8	74,5
05:00	14,807	5,2533	53,67	18,65	51,54
06:00	10,568	4,6161	56,3	14,33	46,63
07:00	11,11	4,046	56,7	11,53	46,82
08:00	8,71	4,41	59,57	10,4	61,94
09:00	5,529	4,68	62,15	9,52	56,18
10:00	2,867	4,678	61,07	7,56	44,2
11:00	2,025	4,59	61,3	2,46	37,24
12:00	0,75	4,4964	61,47	2,5	31,5

APÊNDICE C - Resultados da estratégia operacional 1 (etapa 2).

C1 (18/11/03)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:30	6,99	2,07	28,34	-23,4
01:00	6,99	4,78	28,81	-36
01:30	6,99	4,7	29,26	-17
02:00	7	5	29,72	-10
03:00	7,09	6,9	30,7	17
04:00	7,12	5,2	31,6	26
05:00	7,16	4,68	32,49	30
06:00	7,17	4,35	33,34	34
07:00	7,19	4,25	34,17	40
08:00	7,19	4,32	34,92	47
09:00	7,18	4,2	35,76	47
10:00	7,22	4,53	36,55	59
11:00	7,23	4,44	37,15	64
12:00	7,26	4,38	37,46	66

C1 (18/11/03)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	NTK (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	50,9	0	0,231	72,35	352 / 267
00:30	47,12	0	0,164	62,88	270 / 148
01:00	44,2	0	0,139	65,74	170,05
01:30	48,04	0	0,096	60,76	161,3
02:00	46,66	0	0,116	61,23	167,89
03:00	46,42	0	0,203	69,94	170,9
04:00	45,36	0	0,112	71,06	170,15
05:00	46,94	0	0,177	75,15	145,72
06:00	45	0	0,106	75,5	143,5
07:00	47,86	0	0,152	69,4	138,69
08:00	47,78	0	0,182	71,06	138,43
09:00	48,86	0	0,192	66,64	138,26
10:00	49,88	0	0,145	68,37	108,68
11:00	50,5	0	0,162	72,68	106,22
12:00	52,88	0	0,161	68,82	97,37

C3 (19/11/03)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:30	7,13	3,55	29,34	-64
01:00	7,2	4,49	29,75	-12
01:30	7,17	5,24	30,22	11
02:00	7,17	4,7	30,71	23
03:00	7,16	4,4	31,62	37
04:00	7,15	3,9	32,57	44
05:00	7,17	4,2	32,99	54
06:00	7,16	4,33	33,06	58
07:00	7,19	4,72	32,9	66
08:00	7,29	5,02	32,6	71
09:00	7,33	4,82	31,95	71
10:00	7,38	5,5	31,71	73
11:00	7,38	5,24	31,78	76
12:00	7,39	5,2	31,58	94

C3 (19/11/03)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	46,88	0	0,2174	284/249
00:30	49,56	0	0,1725	136,41
01:00	50,71	0	0,1105	109,03
01:30	52	0	0,2073	105,75
02:00	51,25	0	0,148	104,41
03:00	50,89	0	0,2135	103,16
04:00	50,72	0	0,1791	117048
05:00	50,84	0	0,1922	102,46
06:00	53,15	0	0,1934	100,03
07:00	52,09	0,0039	0,2117	91,51
08:00	54,61	0,0157	0,2336	89,76
09:00	51,52	0,0297	0,2959	96,64
10:00	54,92	0,0491	0,2253	--
11:00	52,92	0,0614	0,2173	83,91
12:00	53,43	0,0709	0,1904	82,2

C13 (24/11/03)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	6,51	1,83	25,6	-176
00:30	7,25	2,8	30,1	-120
01:00	7,65	3,5	30,6	-80
01:30	7,7	4,3	30,7	-15
02:00	7,75	4,7	30,9	25
03:00	7,66	4,71	31,27	59
04:00	7,58	3,96	32,33	59
05:00	7,56	3,99	33,32	71
06:00	7,54	3,96	34,28	75
07:00	7,51	4,48	35,08	82
08:00	7,45	3,6	35,67	85
09:00	7,4	4,44	35,8	94
10:00	7,34	4,5	35,65	96
11:00	7,28	4,62	35,36	99
12:00	7,23	5,03	34,93	115

C13 (24/11/03)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	NTK (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	57,89	0	0,11	82,23	303 / 279
00:30	47,85	2,87	3,33	68,26	201 / 136
01:00	49,32	3,020	2,2		128,5
01:30	45,55	2,666	3,62	70	110,8
02:00	45,09	2,830	2,04		107,08
03:00	45,88	3,357	3,75	59,02	110,21
04:00	44,42	2,852	3,17	58,46	105,3
05:00	40,15	2,392	3,29	54,21	96,58
06:00	41,80	3,008	4,8	52,3	85,08
07:00	39,08	3,316	4,88	45,97	83,79
08:00	37,96	3,484	9,03	41,61	88,3
09:00	32,21	3,471	13,69	39,25	83,39
10:00	30,97	4,266	14,16	39,98	84,82
11:00	30,15	7,222	16,55	34,55	78,77
12:00	24,62	7,57	14,01	26,71	83,5

C19 (27/11/03)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	6,7	1,37	25,46	-213,3
00:30	6,81	4,63	29,59	-123
01:00	7,04	3,99	30	-3
01:30	7,1	4,61	30,45	27
02:00	7,02	4,72	30,92	43
03:30	6,88	4,73	32,31	55
04:30	6,83	4,81	33,17	86
05:30	6,75	4,94	33,89	95
06:30	6,67	5,08	34,36	104
07:30	6,6	5,38	34,54	110
08:30	6,52	5,72	34,67	117
09:30	6,4	5,9	34,77	135
10:30	6,32	6,17	34,78	130
12:00	6,19	6,46	34,7	137

C19 (27/11/03)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	61,8	0	0,3	260 / 253
00:30	35,05	4,7	10,97	129 / 109
01:00	30,32	4,65	14,56	95,75
01:30	27,6	4,72	8,65	94,52
02:00	30,61	6,07	8,32	89,84
03:30	29,55	6,36	4,01	88,8
04:30	29,04	6,36	6,58	79,68
05:30	17,13	6,62	4,96	75,52
06:30	18,17	6,88	11,7	78,59
07:30	19,8	6,99	11,55	75,59
08:30	16,57	7,2	11,08	75,12
09:30	15,58	7,37	11,09	76,7
10:30	13,59	6,99	12	84,1
12:00	11,64	7,01	18,04	76,93

C29 (02/12/03)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	6,72	--	26,99	-169,4
00:15	6,95	5,2	31,93	-132
00:30	7,02	5,18	31,48	-104
00:45	7,24	6,01	31,75	-17
01:15	7,28	6,11	32,1	32
01:45	7,24	6,6	32,47	51
02:45	7,2	6,33	33,19	79
03:45	7,21	6,3	34,17	97
04:45	7,2	6,55	35,01	109
05:45	7,18	6,5	35,93	120
06:45	7,15	6,69	36,57	130
07:45	7,12	6,76	37,16	134
08:45	7,11	6,85	37,9	141
09:45	7,06	6,8	38,3	146
10:45	7,02	6,9	38,2	150
12:00	7	--	37,94	154

C29 (02/12/03)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	53,54	0	0,19	288/244
00:15	33,84	5,25	4,07	150/116
00:30	36,58	5,46	2,94	160/124,7
00:45	31,6	4,87	1,86	123,3
01:15	27,25	5,21	2,77	114
01:45	35,63	4,91	4,64	107,6
02:45	27,35	5,28	4,6	84,7
03:45	23,31	5,14	4,67	81,22
04:45	20	4,23	3,8	80,24
05:45	17,42	3,56	4,42	73
06:45	14,65	3,9	4,09	72,18
07:45	13,5	4,4	7,07	65,4
08:45	13,03	4,5	6,86	72,2
09:45	10,16	4,8	5,48	82,4
10:45	7,39	4,78	10,01	65,3
12:00	6,78	5,09	9,14	65,09

C33 (04/12/03)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	6,75	1,23	25,45	-185,2
00:15	6,94	4,42	30,41	-113
00:45	7,07	4,45	30,53	16
01:15	7,01	4,63	30,74	49
01:45	6,99	4,79	31,03	67
02:45	6,99	5,1	31,67	91
03:45	6,97	5,04	32,54	105
04:45	6,9	4,65	33,53	114
05:45	6,9	4,67	34,44	123
06:45	6,87	4,78	35,03	129
07:45	6,82	4,76	35,54	135
08:45	6,78	4,87	35,78	143
09:45	6,74	5,15	35,93	146
10:45	6,7	5,27	35,99	150
12:00	6,66	5,45	35,91	153

C33 (04/12/03)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	56,68	0	0,05	290
00:15	26,23	3,7	5,54	108
00:45	29,3	3,09	5,91	102
01:15	20,54	4,55	9,09	94,7
01:45	25,4	3,72	8,62	94,3
02:45	24,44	3,6	7,43	84,4
03:45	18,57	4,06	12,34	83
04:45	18,75	4,07	6,59	78,3
05:45	22,84	4,7	11,89	75,7
06:45	21,12	4,9	7,71	76,4
07:45	10,48	4,96	9,6	76,7
08:45	8,49	5,47	13,73	75
09:45	6,76	5,57	20,82	72,44
10:45	4,82	5,64	23,1	72
12:00	3,96	5,78	19,1	63,3

C43 (09/12/03)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	7,1	2,27	23,45	-166
00:15	7,05	5,65	26,86	-129
00:30	7,09	6,03	26,96	-98
01:00	7,18	6,17	27,28	3
01:30	7,17	6,2	27,63	27
02:00	7,16	6,35	28,05	44
03:00	7,14	6,7	29,01	68
04:00	7,09	6,73	29,91	87
05:00	7,05	6,8	30,78	100
06:00	6,97	6,74	31,55	111
07:00	6,95	6,92	32,36	118
08:00	6,88	7,44	32,83	125
09:00	6,8	7,17	33,4	131
10:00	6,72	7,59	33,53	138
11:00	6,64	7,66	33,57	143
12:00	6,6	8,73	33,43	147

C43 (09/12/03)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	50,36	0	0,2	265/237
00:15	35,03	4,36	5,64	185/126
00:30	29,41	4,36	7,6	124/110
01:00	33,74	4,45	4,83	106
01:30	26,07	4,5	8,01	104,68
02:00	28,01	4,6	9,19	103
03:00	21,09	5,6	4,61	109
04:00	21,8	5,8	5,82	87
05:00	16,29	5,5	5,44	86,6
06:00	15,5	6,5	13,38	101,8
07:00	13,9	6,8	7,72	117,6
08:00	12,43	7,1	6,97	104,7
09:00	10,69	6,8	8,78	90,85
10:00	8,8	7	7,51	81,6
11:00	6,93	6,5	11,11	82
12:00	5,76	7,5	23,05	76,3

C54 (14/12/03)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	6,94	1,76	22,93	-152
00:15	6,74	3,22	26,71	-125
00:30	6,97	4,31	26,96	-81
01:00	7,09	4,44	27,32	7
01:30	7,11	4,71	27,75	40
02:00	7,14	4,55	28,16	47
02:30	7,13	4,58	28,59	57
03:30	7,07	4,34	29,48	76
04:30	6,99	4,36	30,28	91
05:30	6,92	4,48	31,07	103
06:30	6,83	4,53	31,7	134
07:30	6,74	4,58	32,08	123
08:30	6,63	5,02	32,31	130
09:30	6,52	5,23	32,59	135
10:30	6,4	5,39	32,68	143
12:00	6,26	5,59	32,68	156

C54 (14/12/03)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	52,8	0	0,21	337 / 215
00:15	33,93	4,72	12,49	180 / 106
00:30	31,03	4,99	12,21	163 / 114
01:00	31,92	4,59	10,56	104
01:30	27,23	5,76	10,12	92
02:00	30,87	5,62	8,23	92
02:30	24,12	5,44	15,49	98,41
03:30	22,28	6,16	14,58	94,6
04:30	19,92	6,84	22,44	96,94
05:30	16,25	7,33	11,8	92,63
06:30	14,62	7,74	20,17	81,2
07:30	12,66	7,47	20,14	76,6
08:30	10,35	7,78	24,02	100,3
09:30	8,17	7,47	32,93	79,3
10:30	6,11	6,03	14,35	79,63
12:00	4,35	6,61	14,54	78,28

CICLOS	PN_A início do ciclo (mg PN/g suporte)	PN_A final do ciclo (mg PN/g suporte)	PN_S início do ciclo(mg/L)	PN_S final do ciclo (mg/L)
1	0,111	0,0705	39,67	35,69
3	0,117	0,05722	46,18	32,64
7	0,114	0,0652	46,02	30,25
13	0,1254	0,0788	49,97	27,68
15	0,0689	0,061	42,23	34,43
16	0,0688	0,0657	48,69	41,28
29	0,0617	0,0517	33,84	23,65
31	0,0592	0,0397	46,71	32,85
33	0,0526	0,0494	46,17	30,52
43	0,0823	0,0822	41,65	21,61
44	0,0689	0,0618	38,44	20,63
54	0,065	0,0645	41,27	28,86

APÊNDICE D - Resultados da estratégia operacional 2 (etapa 2).

C1 (15/12/03)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	6,96	2,25	25,36	-154
00:15	6,85	1,89	29,62	-104
00:30	7,22	2,3	29,87	-24
01:00	7,23	3,34	30,21	15
01:30	7,24	3,48	30,64	41
02:00	7,26	3,56	31,16	59
02:30	7,28	3,76	31,66	72
03:30	7,32	3,89	32,48	93
04:30	7,3	3,66	33,15	100
05:30	7,32	3,65	33,79	110
06:30	7,33	4,02	34,21	116
07:30	7,32	4,21	34,45	121
08:30	7,34	4,64	34,43	125
09:30	7,38	5	34,28	128
10:30	7,48	5,46	33,52	128
12:00	7,57	5,88	32,49	127

C1 (15/12/03)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	33,02	0	0,19	593/270
00:15	35,05	4,45	3,12	235/133
00:30	31,85	4,05	2,41	108,5
01:00	29,08	4,63	2,3	93,86
01:30	32,07	4,54	4,27	87,18
02:30	19,77	5,13	2,6	87,8
03:00	17,22	5,4	3,84	84,56
03:30	13,01	5,62	3,6	80,74
04:30	11,51	5,58	2,6	79,85
05:30	8,28	4,99	4,4	64,38
06:30	7,46	5,31	6,8	66,7
07:30	5,38	6,52	6,08	67,24
08:30	2,02	6,3	7,94	70,29
09:30	0,65	6,6	7,55	68,2
10:30	0,24	7,02	11,87	63,4
12:00	0,24	6,39	14,2	64,5

C3 (16/12/03)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	6,8	2,5	22,19	-143
00:15	7,25	3,51	25,47	-143
00:30	7,53	3,31	25,6	-117
01:00	7,53	3,16	25,8	-26
01:30	7,47	3,53	26,12	3
02:00	7,38	3,19	26,46	23
02:30	7,41	3,56	26,82	35
03:30	7,39	3,85	27,7	52
04:30	7,43	3,58	28,71	65
05:30	7,41	3,82	29,77	74
06:30	7,49	4,69	30,71	98
07:30	7,49	4,83	31,47	102
08:30	7,48	5,01	31,92	108
09:30	7,45	5,09	32,03	113
10:30	7,56	5,64	31,97	117
12:00	7,74	5,91	31,81	118

C3 (16/12/03)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	35,24	0	0,33	274 / 217
00:15	23,85	4,25	4,7	75,5
00:30	25,59	4,72	5,53	53,23
01:00	21,42	3,96	6,8	45,5
01:30	11,47	4,09	15,56	45
02:00	10,71	4,54	8,78	39
02:30	10,56	4,86	7,68	50,63
03:30	8,44	4,9	12,31	44
04:30	6,27	5,04	11,13	39
05:30	4,19	5,4	11,65	46
06:30	3,37	5,8	12,6	40
07:30	1,79	6,21	12,21	39,48
08:30	0,95	6,16	12,35	31,18
09:30	0,53	6,25	13,5	41,78
10:30	0,45	6,34	16,81	46,8
12:00	0,35	6,03	17,75	32

C5 (17/12/03)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	6,7	3,57	22,05	-136
00:15	7,11	3,63	26,83	-130
00:30	7,4	3,46	27,03	-80
01:00	7,53	3,21	27,33	-10
01:30	7,52	5,2	27,6	18
02:00	7,48	4,51	27,79	31
02:30	7,48	4,5	28,03	45
03:30	7,49	4,66	28,5	64
04:30	7,5	4,78	28,94	77
05:30	7,51	4,95	29,39	86
06:30	7,53	5,17	29,91	97
07:30	7,54	5,35	30,39	101
08:30	7,59	5,6	30,78	106
09:30	7,68	5,85	30,97	110
10:30	7,78	6,14	31,1	111
12:00	7,85	6,26	31,17	116

C5 (17/12/03)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	35,3	0	0,28	249 / 202
00:15	20,23	4,54	10,72	95
00:30	17,76	4,23	9,34	77
01:00	11,82	4,63	8,76	131
01:30	10,7	4,41	11,64	78
02:00	11,79	4,63	15,35	59
02:30	8,86	4,95	9,97	64
03:30	6,6	5,08	14,24	61
04:30	5,11	4,95	11,81	50
05:30	4,64	4,86	12,17	49
06:30	2,83	5,31	14,82	52
07:30	1,6	5,26	16,61	47
08:30	0,74	5,49	16,01	43
09:30	0,43	5,49	18,71	44
10:30	0,27	5,53	15,57	43
12:00	0,27	5,26	16,29	33

C11 (20/12/03)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	7,12	2,16	23,01	-108,4
00:15	7,29	2,9	27,47	-39
00:30	7,43	2,36	27,61	40
01:00	7,41	3,95	27,8	19
01:30	7,4	4,42	27,99	35
02:00	7,4	4,82	28,23	46
02:30	7,41	5,09	28,45	57
03:00	7,42	5,25	28,69	64
03:30	7,44	5,5	29,02	70
04:00	7,45	5,55	29,38	80
04:30	7,43	5,57	29,74	87
05:00	7,44	5,61	30,05	91
05:30	7,44	5,66	30,36	96
06:00	7,44	5,69	30,63	100
06:30	7,46	5,79	30,89	103
07:00	7,56	5,9	31,09	108
07:30	7,58	6,02	31,29	111
08:00	7,61	6,17	31,48	124
08:30	7,65	6,25	31,55	117
09:00	7,69	6,34	31,51	118
09:30	7,74	6,44	31,53	117
10:00	7,78	6,49	31,53	118
10:30	7,79	6,48	31,52	119
11:00	7,82	6,53	31,47	120
12:00	7,83	6,56	31,2	121

C11 (20/12/03)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	40,62	0	0,15	205/133
00:15	13,81	5,58	7,56	144/61
00:30	19,8	6,3	3,38	55
01:00	16,97	4,86	10,6	41
01:30	11,59	4,77	7,15	49
02:00	9,53	4,59	13,46	43,5
02:30	9,2	4,68	10,45	
03:00	8,3	4,77	5,31	41,5
03:30	6,82	4,95	11,66	
04:00	6,5	5,04	5,1	37,5
04:30	4,42	5,26	8,53	
05:00	3,14	5,35	13,6	43
05:30	2,2	5,31	11,4	
06:00	1,8	5,8	8,59	48
06:30	1,3	4,99	11,11	
07:00	0,9	4,86	12,15	38
07:30	0,54	5,04	12,23	
08:00	0,71	5,22	9,67	36,3
08:30	0,36	4,95	10,5	
09:00	0,3	4,95	11,2	43,7
09:30	0,25	5,13	14,41	
10:00	0,21	5,04	15,5	
10:30	0,2	4,84	15,2	
11:00	0,19	4,77	14,8	44,6
12:00	0,19	4,95	16	39,8

C18 (23/12/03)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	7,06	1,83	23,8	-134
00:15	7,26	3,29	28,97	-109
00:30	7,4	3,81	29,24	-17
01:00	7,32	4,62	29,7	32
01:30	7,3	4,81	30,22	50
02:00	7,27	4,9	30,73	64
02:30	7,25	4,91	31,26	75
03:00	7,23	4,94	31,78	85
03:30	7,23	4,94	32,25	92
04:00	7,23	4,94	32,7	98
04:30	7,21	4,98	33,12	104
05:30	7,21	5,08	34,08	108
06:30	7,22	5,07	35,06	117
07:30	7,25	5,21	35,9	124
08:30	7,35	5,5	36,54	129
09:30	7,46	5,47	37,04	132
10:30	7,5	5,3	37,51	133

C18 (23/12/03)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	43,62	0,13	0,21	158 / 114
00:15	19,44	6,39	10,49	65,3
00:30	14,43	4,77	4,81	54,5
01:00	17,51	4,95	4,7	65,2
01:30	14,46	4,68	7,73	56,24
02:00	12,85	4,72	5,79	58,5
02:30	10,6	4,86	11,2	57,5
03:00	9,4	4,86	12,4	41
03:30	8,3	5,04	11,81	36
04:00	7,1	5,04	10,28	34
04:30	5,12	5,53	10,5	38,4
05:30	2,53	5,71	12,8	38,2
06:30	1,28	6,16	10,79	34,11
07:30	0,92	6,21	11,72	30,3
08:30	0,19	5,8	9,3	32,8
09:30	0,18	5,98	11,18	41
10:30	0,2	5,31	14,3	30,8

CICLOS	PN_A início do ciclo (mg PN/g suporte)	PN_A final do ciclo (mg PN/g suporte)	PN_S início do ciclo(mg/L)	PN_S final do ciclo (mg/L)
1	0,073	0,073	51,71	40,01
3	0,0731	0,0781	49,45	30,07
5	0,0641	0,0684	26,6	20,03
11	0,0577	0,0571	42,29	31,44
18	0,05819	0,0458	28,97	21,42

APÊNDICE E - Resultados da estratégia operacional 3 (etapa 2).

C1 (30/12/03)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	6,26	3,05	26,23	-122
00:30	7,31	3,49	29,78	-81
01:00	7,44	4,01	30,18	-14
01:30	7,47	4,79	30,49	14
02:00	7,47	5,05	30,76	33
02:30	7,47	5,17	30,96	48
03:30	7,49	5,41	31,42	72
04:30	7,51	5,57	31,78	86
05:30	7,52	5,58	32,12	96
06:30	7,53	5,69	32,45	101
07:30	7,55	5,82	32,75	105
08:30	7,57	5,89	32,99	108
09:30	7,59	6,15	33,07	111
10:30	7,64	6,42	32,96	112
12:00	7,71	6,73	32,8	112

C1 (30/12/03)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	30,57	0	0,15	222 / 187
00:30	28,24	3,28	2,55	153 / 93,8
01:00	21,76	3,37	3,97	78,8
01:30	14,08	3,42	3,45	71
02:00	18,31	3,87	2,67	75,16
02:30	16,14	4,27	5,72	78,7
03:30	11,39	4,77	5,57	65,25
04:30	9,85	4,36	5,82	58,9
05:30	7,69	4,95	6,24	45,32
06:30	8	5,08	11,31	56,35
07:30	5,76	4,32	8,44	46,88
08:30	3,58	4,59	9,31	44,9
09:30	1,98	4,72	10,35	38,7
10:30	1,15	4,72	9,91	43,4
12:00	0,54	5,35	4,97	42,85

C8 (02/01/04)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	6,67	2	23,91	-120,2
00:30	7,32	4,59	27,44	-101
01:00	7,48	4,89	27,97	-34
01:30	7,5	5,32	28,48	-7
02:00	7,49	5,44	28,94	8
02:30	7,51	5,59	29,35	20
03:30	7,54	5,65	30,1	39
04:30	7,55	5,67	30,85	57
05:30	7,56	5,71	31,52	68
06:30	7,56	5,73	32,08	78
07:30	7,56	5,68	32,53	85
08:30	7,57	5,95	32,77	91
09:30	7,6	6,12	32,96	96
10:30	7,65	6,09	33,35	98
12:00	7,72	6,37	33,72	100

C8 (02/01/04)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	32,67	0	0,09	192/165
00:30	27,78	4,5	3,24	153/103
01:00	20,62	4,68	3,9	91
01:30	19,2	4,86	2,61	65,6
02:00	19,48	5,22	3,15	60
02:30	15,15	5,4	3,57	58
03:30	14,67	5,94	3,6	51
04:30	13,53	5,13	6,15	43
05:30	10,54	4,86	7,18	42
06:30	8,42	5,04	5,04	40
07:30	5,27	5,22	6,62	38
08:30	3,17	5,85	9,3	35
09:30	1,61	6,48	11,91	37
10:30	0,95	6,21	13,26	40
12:00	0,46	6,7	12,8	36

C18 (07/01/04)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	6,8	1,63	24,74	-144
00:15	7,13	2,72	27,99	-125
00:30	7,24	3,13	28,35	-71
01:00	7,36	3,16	28,9	-20
01:30	7,4	3,31	29,46	7
02:30	7,39	3,9	29,93	42
03:00	7,39	4,24	30,36	47
03:30	7,41	4,56	31,27	68
04:30	7,47	4,99	32,02	81
05:30	7,51	5,08	32,86	88
06:30	7,53	5,15	33,53	93
07:30	7,54	5,14	33,99	99
08:30	7,58	5,16	34,57	100
09:30	7,57	5,52	34,87	103
10:30	7,62	5,59	35,05	105
12:00	7,78	5,91	35,46	105

C18 (07/01/04)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	44,35	0	0,18	244/193
00:15	30,22	4,32	2,57	167/129
00:30	27,36	4,18	1,95	142/116
01:00	22,52	3,73	1,74	114,1
01:30	12,58	3,55	1,67	93,31
02:30	12,65	3,87	1,48	87,5
03:00	14,5	4,27	1,76	83,96
03:30	12,6	4,54	2,87	78,71
04:30	11,8	4,23	4,84	72,1
05:30	9,2	3,78	5,2	67,65
06:30	6,3	4,41	6,92	62,8
07:30	4,54	4,68	6,51	64,26
08:30	2,01	5,31	9,4	65,07
09:30	0,92	5,35	10,95	62,3
10:30	0,35	5,67	9,15	62,3
12:00	0,1	5,31	10,89	60,98

C25 (11/01/04)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	6,9	1,53	25,6	-150,8
00:15	6,94	3,12	28,88	-136
00:30	7,23	3,22	29,08	-98
01:00	7,39	3,45	29,55	-32
01:30	7,43	3,52	30,03	-5
02:00	7,4	3,86	30,54	16
02:30	7,39	4,28	31,01	33
03:30	7,41	4,41	31,88	55
04:30	7,46	4,53	32,77	68
05:30	7,45	4,68	33,4	78
06:30	7,45	4,52	34,2	85
07:30	7,46	4,97	34,79	95
08:30	7,53	5,78	35,44	99
09:30	7,53	5,89	35,75	117
10:30	7,53	6,08	35,64	107
12:00	7,64	6,34	35,07	104

C25 (11/01/04)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	34,07	0	0,14	260/200
00:15	22,77	3,33	1,9	159/137
00:30	17,8	2,61	2,07	156/119
01:00	22,65	2,56	1,54	120
01:30	20,96	2,74	2,01	125
02:00	15,96	2,52	1,52	114
02:30	15,54	3,15	2,79	83,36
03:30	14,63	3,69	3,61	63,6
04:30	11,96	5,31	3,87	59,5
05:30	11,3	5,44	3,76	63,8
06:30	8,65	5,85	5,97	60,3
07:30	4,3	5,26	9,45	67,8
08:30	2,31	4,27	9,28	66,5
09:30	1,27	4,68	10,86	64,9
10:30	0,82	4,68	9,85	50,4
12:00	0,4	4,77	9,36	53,2

C28 (12/01/04)	pH	OD (mg/L)	Temp. (°C)	ORP (mV)
00:00 - Ench.	6,78	4	26,56	-139,9
00:15	7,06	4,43	29,9	-123
00:30	7,23	4,72	30,26	-67
01:00	7,34	5,06	30,74	-20
01:30	7,34	4,89	31,19	2
02:00	7,32	5,09	31,59	19
02:30	7,32	5,48	31,94	33
03:30	7,35	5,54	32,6	52
04:30	7,4	5,67	33,11	64
05:30	7,44	5,72	33,79	72
06:30	7,45	5,7	34,29	79
07:30	7,48	5,85	34,61	84
08:30	7,49	6,11	34,65	87
09:30	7,5	6,33	34,46	91
10:30	7,55	6,64	34,53	92
12:00	7,65	6,78	34,94	95

C28 (12/01/04)	N-NH₄ (mg/L)	N-NO₂ (mg/L)	N-NO₃ (mg/L)	DQO_{T/F} (mg/L)
00:00 - Ench.	31,75	0	0	217/197
00:15	28,3	3,51	2,2	140/128
00:30	26,87	3,06	1,49	120/117
01:00	25,14	2,74	2,21	90,39
01:30	23,18	3,51	1,71	80,81
02:00	19,24	3,78	2,05	78,68
02:30	17,87	3,82	3,61	67,07
03:30	18,8	4,77	3,43	66,94
04:30	16,22	4,5	4,43	62,18
05:30	8,32	4,41	6,9	64,4
06:30	4,95	4,77	8,95	58,1
07:30	2,73	4,68	12,27	56,2
08:30	1,48	5,4	13,08	50,75
09:30	0,72	5,22	11,8	49,4
10:30	0,39	4,95	10,89	52,7
12:00	0,22	5,04	7,87	46,3

CICLOS	PN_A início do ciclo (mg PN/g suporte)	PN_A final do ciclo (mg PN/g suporte)	PN_S início do ciclo(mg/L)	PN_S final do ciclo (mg/L)
1	0,0861	0,0625	57,5	44,11
8	0,0567	0,073	46,98	39,45
18	0,0717	0,0717	42,04	24,44
25	0,0614	0,0614	41,92	30,5
28	0,0657	0,0678	45,2	30,28

ANEXOS

ANEXO I - Procedimento para o tratamento superficial dos materiais suporte.

Para o tratamento superficial das partículas de PET e PVC foi utilizado ácido nítrico 65%, sob agitação constante durante 1 hora, à temperatura ambiente. Em seguida as partículas eram lavadas com água destilada.

ANEXO II - Metodologia para Determinação de Proteínas - Método de Lowry et al., 1951.

1. Princípio

O método baseia-se na formação de um complexo azul entre as ligações peptídicas e as curvas de saís sobre a redução do Folin aos grupamentos fenóis dos constituintes das proteínas (tirosina).

2. Reagentes

- Reagente A

2 g Na_2CO_3 + 0,02 g de tartarato duplo de sódio e potássio em 100 de NaOH 0,1N.

- Reagente B

0,5 g de CuSO_4 concentrado em 100 mL de água destilada.

- Solução AB

50 mL do reagente A + 1 mL do reagente B (preparar somente antes da dosagem).

- Reagente de Folin 1N, conservar ao abrigo de luz.

- Solução padrão de soro de albumina bovina (BSA): 100 mg/L conservar à 4°C.

10 mg BSA em 100 mL de água destilada, adicionar cuidadosamente água no balão volumétrico para evitar a formação de bolhas. Conservar sob refrigeração.

3. Curva Padrão

Preparar uma série de soluções de BSA de 10 a 100 mg/L, a partir de uma solução de BSA de 100 mg/L.

BSA (mg/L)	Volume de BSA (mL)	Volume de NaOH 1N (mL)
0	0	1
10	0,1	0,9
30	0,3	0,7
50	0,5	0,5
80	0,8	0,2
100	1,0	0

4. Protocolo

Em um tubo de ensaio colocar:

- 1mL da solução de proteínas a dosar ou da solução padrão (no caso de preparação da curva padrão);
- 3 mL da solução AB;
- agitar ao vortex e esperar 10 minutos ao abrigo da luz;
- adicionar 0,3 mL do reativo de Folin 1N;
- agitar imediatamente ao vortex (a reação não dura mais que alguns segundos);
- deixar 30 minutos ao abrigo da luz;
- leia a densidade ótica de 760 nm e trace a curva padrão (a leitura deve ser feita em menos de 30 minutos).

5. Extração de proteínas do biofilme com NaOH 1N a 80°C

- 5 mL de amostra solução padrão de BSA ou de amostra;
- 5 mL de NaOH 1N;
- agitar e cobrir com papel alumínio;
- deixar em banho-maria a 80°C durante 30 minutos;
- agitar com ultra-som por 10 minutos;
- deixe esfriar e retire 1 mL da amostra a ser dosada;
- repita os passos do protocolo a partir do segundo item.